

JAERI-M
8494

多孔質隔膜法によるクリプトン
放出低減化プラントの概念設計

1979年10月

吉田 浩・藤根 幸雄・清水 徳・齊藤恵一郎
大内 操・水林 博*・岩田 功*・成瀬 雄二

日本原子力研究所
Japan Atomic Energy Research Institute

この報告書は、日本原子力研究所が JAERI-M レポートとして、不定期に刊行している研究報告書です。入手、複製などのお問い合わせは、日本原子力研究所技術情報部（茨城県那珂郡東海村）あて、お申しこしてください。

JAERI-M reports, issued irregularly, describe the results of research works carried out in JAERI. Inquiries about the availability of reports and their reproduction should be addressed to Division of Technical Information, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken, Japan.

多孔質隔膜法によるクリプトン放出低減化
プラントの概念設計

日本原子力研究所東海研究所燃料工学部

吉田 浩・藤根幸雄・清水 徳・齊藤恵一朗

大内 操⁺・水林 博^{*}・岩田 功^{*}・成瀬 雄二

(1979年9月21日受理)

再処理工場廃ガス処理を目的とした多孔質隔膜法によるクリプトン放出低減化プラントの概念設計を行った。すなわち、2分割型拡散筒からなるHertz型カスケードを中心とした廃ガス前処理系、第1カスケード系、貯蔵系、建家などを含むシステム全体の仕様(システム構成、エンジニアリングフローシート、主要構成機器の諸元、プラントレイアウト、建家、遮蔽、支援設備)および運転方法を明らかにし、種々の条件下におけるプラントの建設費および操業費を推定した。

この結果、本法が液化蒸留法および溶媒吸収法に比して技術的にも経済的にも遜色のないことが明らかになった。

+ 東海研究所原子炉化学部

* 三井造船株式会社

Conceptual Design of Krypton Recovery Plant by Porous
Membrane Method

Hiroshi YOSHIDA, Sachio FUJINE, Toku SHIMIZU, Keiichiro SAITO,
Misao OUCHI⁺, Hiroshi MIZUBAYASHI^{*}, Isao IWATA^{*} and Yuji NARUSE

Division of Nuclear Fuel Research,
Tokai Research Establishment, JAERI

(Received September 21, 1979)

A conceptual design of a krypton recovery plant by porous membrane method was made to study feasibility of treating fuel reprocessing off-gas.

Specifications of the plant could be clarified, such as off-gas pre-treatment system, first cascade system of gaseous diffusion Hertz cascade composed of two-compartment diffusers, storage system, shield and housing and operating conditions.

Capital costs and operating costs of the plant were estimated for different operating conditions and cost parameters.

Technical and economic feasibility of the method compares favorably with those of the cryogenic distillation or the solvent absorption method.

Keywords : Reprocessing Plant, Off-Gas Treatment, Krypton Recovery Plant, Porous Membrane, Hertz Cascade, Two-Compartment Diffuser, Compressor, Decontamination Factor, Reduction Ratio, Capital cost, Operating Cost, Feasibility Study.

⁺ Division of Chemistry, Tokai Research Establishment, JAERI

^{*} Mitsui Shipbuilding & Engineering Co., LTD.

目 次

1. はじめに	1
1.1 液化蒸留法(深冷分離法)	1
1.2 溶媒吸収法	2
1.3 選択透過膜法	3
1.4 多孔質隔膜法	4
2. カスケード設計	29
2.1 計算方法	29
2.2 廃ガス条件および計算内容	32
2.3 ケーススタディ	32
2.4 クリプトン放出低減化プラント用カスケードの基本仕様	36
3. 主要工程のプロセス設計	55
3.1 廃ガス条件の設定	55
3.1.1 使用済燃料	55
3.1.2 せん断, 溶解工程の構成	55
3.1.3 廃ガス流量および組成の設定	56
3.2 廃ガス受入系	57
3.2.1 廃ガス受入槽	57
3.2.2 廃ガス圧縮機	57
3.2.3 非常用廃ガス圧縮機	58
3.3 前処理系	58
3.3.1 問題となる成分とその除去法	58
3.3.2 主要構成機器の配列	61
3.4 第1カスケード系	61
3.4.1 除染係数	61
3.4.2 運転条件	62
3.4.3 カスケード構成	62
3.4.4 配管構成	63
3.4.5 カスケードの起動方法	63
3.5 貯蔵系	67
3.5.1 脱酸素設備	68
3.5.2 希ガス貯蔵設備	68
3.6 計測系および制御系	69
3.6.1 計測系	69
3.6.2 制御系	70

3.6.3	安全保護系	72
3.6.4	補機操作系	73
3.7	エンジニアリングフローシート	73
3.7.1	プロセス系	74
3.7.2	シールガス系および潤滑油系	78
3.7.3	冷却系	79
3.7.4	排気系	80
4.	プロセス機器の配置	123
4.1	全体配置	123
4.2	廃ガス受入系	123
4.3	前処理系	123
4.4	第1カスケード系	124
4.5	貯蔵系	124
5.	主要機器の設計	130
5.1	設計基準	130
5.2	設計計算	131
5.2.1	廃ガス受入系	131
5.2.2	前処理系	131
5.2.3	第1カスケード系	135
5.2.4	貯蔵系	138
5.2.5	排気系	140
5.2.6	冷却系	141
6.	計装・制御設備	150
6.1	中央制御盤	150
6.2	計算機システム	150
6.2.1	シーケンス制御	151
6.2.2	計算機制御	151
6.2.3	計算機システムの構成	152
7.	電気設備	159
7.1	受変電設備	159
7.2	動力設備	159
7.3	接地設備	161
7.4	電気系統	161
8.	保物設備	170
8.1	管理区域の設定	170
8.2	モニタリング	170
8.3	配置	171
8.4	遮蔽計算	172

9. 建家	181
10. ユーティリティ消費量	188
11. 経済評価	192
11.1 建設費	192
11.2 操業費	193
11.3 考察	194
12. まとめ	208
謝 辞	210
参考文献	211
附録 I 計器類一覧表	213
附録 II 機器類一覧表	232
附録 III 主要機器のスケルトン	240
附録 IV 機器強度計算	266
附録 V 第1カスケード内における各成分濃度および流量	283
(カスケード計算結果)	
附録 VI 遮蔽計算	285

Contents

1.	Introduction	1
1.1	Cryogenic distillation method	1
1.2	Solvent absorption method	2
1.3	Permselective membrane method	3
1.4	Porous membrane method	4
2.	Design of primary cascade system	29
2.1	Calculation method	29
2.2	Calculation parameters	32
2.3	Case study	32
2.4	Basic specification of krypton removal cascade	36
3.	Design of main process	55
3.1	Off-gas parameters	55
3.1.1	Spent fuel	55
3.1.2	Head end process	55
3.1.3	Flow rate and concentration	56
3.2	Temporary off-gas storage system	57
3.2.1	Storage tanks	57
3.2.2	Off-gas compressors	57
3.2.3	Emergency off-gas compressor	58
3.3	Pretreatment system	58
3.3.1	Objective materials and the removal method	58
3.3.2	Arrangement of main components	61
3.4	Primary cascade system	61
3.4.1	Decontamination factor	61
3.4.2	Operating condition	62
3.4.3	Layout of primary cascade	62
3.4.4	Piping	63
3.4.5	Start-up method of cascade	63
3.5	Rare gas storage system	67
3.5.1	Oxygen removal equipment	68
3.5.2	Storage equipment	68
3.6	Instruments and controllers	69
3.6.1	Instruments	69
3.6.2	Controllers	70
3.6.3	Process safety devices	72

3.6.4	Auxiliary equipment	73
3.7	Engineering flow sheets	73
3.7.1	Process system	74
3.7.2	Seal gas system and lubricating oil system	78
3.7.3	Cooling system	79
3.7.4	Ventilation system	80
4.	Arrangement of process components	123
4.1	General arrangement	123
4.2	Temporary off-gas storage system	123
4.3	Pretreatment system	123
4.4	Primary cascade system	124
4.5	Rare gas storage system	124
5.	Design of main components	130
5.1	Design criteria	130
5.2	Components design	131
5.2.1	Temporary off-gas storage system	131
5.2.2	Pretreatment system	131
5.2.3	Primary cascade system	135
5.2.4	Rare gas storage system	138
5.2.5	Ventilation system	140
5.2.6	Cooling system	141
6.	Instrumentation and control system	150
6.1	Central control system	150
6.2	Computer control system	150
6.2.1	Sequence control	151
6.2.2	Computer control	151
6.2.3	Layout of computer control system	152
7.	Electric system	159
7.1	Power substation	159
7.2	Power distribution devices	159
7.3	Earthing devices	161
7.4	Distribution line	161
8.	Monitoring system	170
8.1	Controlled area	170
8.2	Monitoring instruments	170
8.3	Arrangement of monitoring instruments	171
8.4	Calculation of shielding	172

9.	Building	181
10.	Utilities	188
11.	Economic evaluation	192
11.1	Capital cost	192
11.2	Operating cost	193
11.3	Consideration	194
12.	Summary	208
	Acknowledgement	210
	References	211
	Appendix I ; List of Instruments	213
	Appendix II ; List of components	232
	Appendix III ; Skelton of main components	240
	Appendix IV ; Mechanical strength calculation of components	266
	Appendix V ; Calculation result of cascade characteristics	283
	Appendix VI ; Calculation of shielding	285

1. はじめに

原子力施設から大気中に放出される放射性ガスは、環境保全の観点から、できる限り放出の低減化をはかることが望ましい。表 1.1 は、再処理工場廃ガス処理において問題となる核分裂生成物 (FP_s) とその生成量、半減期をまとめたものである¹⁾。

このうち、ヨウ素 (I) およびルテニウム (Ru) については、それぞれ硝酸銀法、アルカリスクラバー法および銀ゼオライト法などの除去法が開発され、実用化に至っている^{2~5)}。

キセノン (Xe) は、生成量が比較的少なくしかも半減期が短いことから環境汚染の面では余り問題とならず、むしろ化学的性質の安定した希ガスであるため、次に述べるクリプトン (Kr) との分離が開発課題とされている。キセノンの除去法としては、活性炭、シリカゲルなどによる選択吸脱着法が有効であり、実規模装置として原子炉カバーガス浄化装置 (希ガスホールアップ装置) が実用化されている。

クリプトンおよびトリチウム (³H) は、生成量が多く半減期が比較的長いことに加え、クリプトンは 90 ~ 99 %, トリチウムは 25 % 程度が廃ガス中に混入するものと想定されるため、その除去法の確立が急務とされている。

表 1.2 は、再処理工場廃ガスからの希ガスの分離・回収法として提案され、研究開発の進められている液化蒸留法 (深冷分離法)、溶媒吸収法、選択透過膜法ならびに筆者らの提案する多孔質隔膜法の開発状況および得失をまとめたものである^{6~18)}。以下に、既に報告されている実験室規模およびパイロット規模のプロセスフローシートを用いて、各法の原理、特徴および問題点などについて概説する。

1.1 液化蒸留法 (深冷分離法)

液化蒸留法は、混合ガス中の各成分の沸点の差を利用してガス分離を行うものであり、空気分離法として古くから工業化されているプロセスである。再処理工場廃ガスの処理法としても、ICPP (米国) におけるパイロット規模の試験を通じて本法の有用性が確認され、我が国においても動燃団・再処理工場 (0.7 ton-U/day) のオフガス処理系の希ガス分離・回収工程にパイロットプラントとしての採用が決定されている (1979 年建設開始予定)。この他、米国、フランス、西独、ベルギーにおいて、処理量 1,000 ~ 1,500 ton-U/yr の再処理工場廃ガス処理をめざした工学的研究およびプラントの設計が精力的に進められており、現在のところ最も実用化に近い技術と考えられている。

図 1.1 は、ICPP において実施された処理ガス量 15 m³/hr のパイロット試験装置のプロセス概念を示したものである。本装置には、圧縮機、貯留タンクから構成されたオフガス受入工程、触媒反応器 (R_h 触媒)、凝縮器、脱湿塔、乾燥器、再生熱交換器 (コールドトラップ) などから構成された前処理工程、第 1、第 2 液化蒸留塔、窒素ガス分離器などから構成された分離工程が設けられている。

廃ガス中に含まれた窒素酸化物 (NO_x)、炭化水素および水素は、触媒反応器 (540~640°C)において N_2 、 O_2 、 H_2O (水蒸気)、 CO_2 に転換され、このうち水蒸気は凝縮器 (30°C)において除去される。さらに、残留水分および CO_2 は脱湿塔、乾燥器により、除去される。再生熱交換器において予冷 (-162°C)され、不純物をトラップされた廃ガスは、第1液化蒸留塔に送られ、塔頂より供給される液体窒素 (-196°C)と交流接触することにより、気相 (塔頂廃ガス。大部分は N_2 ガス)と液相 (塔底液。液相成分の沸点は、Xe; -108°C, Kr; -153°C, O_2 ; -183°C, Ar; -186°C)とに分離される。塔底液は、回分的に第2液化蒸留塔に送られ、沸点の順序にしたがって不純物 (N_2 , Ar, O_2)、KrおよびXeに逐次分留される。第1塔からの塔頂ガス (-190°C)は、第2塔の上部および再生熱交換器の冷媒として使用された後、スタックへ送られる。

以上のように、ICPPの装置では廃ガス中の酸素を前処理工程で除去せず、そのまま液化蒸留塔に導き、その第2塔で分留する方法を採用しているが、その後、 ^{85}Kr からの放射線の作用によるオゾン ($\text{O}_2 \rightarrow \text{O}_3$ 反応)および有機過酸化物 (塔底液中に混入する微量の炭化水素と O_2 、 O_3 との反応生成物)の生成ならびにこれらによる爆発の危険性が指摘された。このため、現在各国で計画の進められている希ガス分離・回収プラントでは、これらの成分を除去するための信頼性の高い前処理工程の確立が大きな課題となっている。

図1.2は、動燃団で採用したKr分離・回収パイロットプラントのフローシート概念を示したものである。このフローシートの大きな特徴は、前処理工程で O_2 を除去する N_2 プロセスを採用していること、ならびに水吸着塔、 CO_2 吸着塔、Xe吸着塔をそれぞれ独立に設置して凝縮性物質を十分に除去していることである。

1.2 溶媒吸収法

溶媒吸収法は、溶媒 (フロン、四塩化炭素、クロシンなど)に対するガス溶解度の差が低温において大きいことを利用し、廃ガス中の各成分を分離しようとするものである。本法は、システムが単純で操作が容易であることから、現在のところ液化蒸留法に次いで有望な希ガス分離・回収法と考えられている。

図1.3は、フロン12に対する着目ガスの溶解度 (ヘンリー-恒数)を示したものである。ヘンリー-恒数は次式で定義されるものである。

$$P_i = H_i \cdot C_i$$

ここで、 P_i ; 混合ガス中の i 成分の分圧 (atm)

C_i ; 溶媒中に吸収された i 成分の濃度 (kg-mol/m^3 -solvent)

H_i ; i 成分についてのヘンリー-恒数 ($\text{atm}\cdot\text{m}^3$ -solvent/kg-mol)

これより、低温においてフロン12がXe, Krに対し高い溶解度、即ち選択吸収性を有していることが分かる。

表1.3は、ORGDP (米国)におけるパイロット規模の装置により得られたコールド試験の結果を示したものである。これより、フロン12を用いて操作条件を適切に選択すれば、Krの除染係数および除去率をそれぞれ約1,000および約99.9%まで高められることが分かる。

なお、フロン12を使用する場合には、KrとXeの相互分離は難しいが、ヨウ素(^{129}I , ^{131}I)、炭素(^{14}C)を同時に除去できる利点があると言われている。

図1.4は、上記試験結果に基づいて、ORNLより提案された処理量5 ton-U/day (1,500 ton U/yr)の再処理工場廃ガスを対象とする希ガスの分離・回収プラントのプロセスフローシートを示したものである。このフローシートの特徴は、使用済燃料中に含まれるトリチウムの高除染を考えていることである。即ち、再処理工場の廃ガスを、燃料棒のせん断工程およびポロキシデーション工程(使用済燃料を O_2 雰囲気中で約 500°C に約4時間加熱し、これを粉体化させることによって揮発性核分裂生成物を廃ガス中に放出させて、トリチウム、ヨウ素、ルテニウム等の除染処理を容易にしようとする方法である)からのものと溶解工程からのものとに区分し、別系統の装置で処理する方式を採用している。前者は触媒酸化反応器と乾燥塔で構成されており、トリチウムガス(T_2 , HT)は水の化学形(T_2O , HTO)に酸化され、吸着・除去される。後者からの廃ガスには NO_x 、硝酸ミストが含まれており、これらはアルカリスクラバーで吸収・除去される。

以上の前処理工程を経た廃ガスは、コールドトラップ(または吸着塔)においてヨウ素および残留水分の除去が行われ、次いで圧縮機により昇圧(35 Kg/cm^2)され、ガス冷却器により予冷(-16°C)された後、吸収塔(充填塔)に送られる。吸収塔では、廃ガス中の溶解しやすいKr, Xeなどが溶媒中に吸収され、溶解しにくい N_2 , O_2 , H_2 などの空気成分と分離される。次に、分留塔では、溶媒中へ若干溶解した空気成分を減圧、加温(温度; 約 -1°C , 圧力; 約 3 Kg/cm^2)することにより、揮発・分離させる。最後に脱離塔(ストリップ塔)では、さらに減圧(圧力; 約 1.6 Kg/cm^2)することにより溶媒中に溶解しているKr, Xeを揮発させる。Kr, Xe中に含まれた NO_2 , CO_2 は吸着塔で除去され、Kr, Xeは貯蔵系に送られる。脱離塔に残った溶媒は精製され、吸収塔で再使用される。

本方法は、高圧操作を伴うため漏洩の可能性が大きいこと、KrとXeの分離が難かしいため減容効果が小さいこと、溶媒が放射線により分解すること、腐食性物質の生成による装置の腐食が考えられること、廃溶媒の処理工程が必要なこと、などの問題点を有しており、実用化のためにはこれらの短所を解決しなければならない。

1.3 選択透過膜法

選択透過膜法は、或る種の有機膜(シリコンゴム、アセチルセルロース、ポリエチレン、ポリエステルなど)がKr, Xeなどの希ガスに対して選択透過性をもっていることに着目してガス分離を行うものであり、膜の種類を選択または特性の異なる膜の組合せを適切に行うことにより非常に大きな分離係数の得られることが特長である。

表1.4は、シリコンゴム膜および2.6アセチルセルロース膜について報告されている理想的分離係数(透過係数の比)の値を示したものである。 O_2 -Xe系を例にとると、シリコンゴム膜における O_2 の透過係数はXeのその0.30倍、アセチルセルロース膜においては21.8倍となっている。従って、両者を組合せれば O_2 とXeの分離を少ない段数のカスケードで行うことができる。

一方、本法の短所は、透過係数が多孔質隔膜に比べて非常に小さいことである。透過係数はガスの有機膜への溶解度係数と膜中における拡散係数との積で表わされるが、単位膜面積当りの透過流量を大きくするためには、操作圧力（膜前後の差圧）をできるだけ大きくし、膜の厚みを薄くする必要がある。このためには操作圧力（高圧側）として $10 \sim 30 \text{ Kg/cm}^2$ の値が採用され、漏洩対策に十分な考慮を払わねばならない。その他、放射線損傷による膜寿命の低下が大きな問題とされている。

このようなことから、本法は放射線量率の低い原子炉カバーガスなどの処理に適していると考えられる。

1.4 多孔質隔膜法

(1) 本法の特徴^{17,19)}

筆者らの提案している多孔質隔膜法は、原研を中心に研究開発が進められたウラン濃縮法の一つであるガス拡散技術（隔膜、拡散筒、圧縮機、軸封機構などの設計・製作技術、カスケードの設計・操作技術、プラントの最適化法など）を応用しようとするものである。本法の特徴としては、次の項目があげられる。

- ① 2分割型拡散筒を用いたHertz型カスケードを採用することにより、段分離係数の向上をはかることができる。この結果、カスケードの所要段数を少なくできる。
- ② カスケードは、大流量の廃ガスを常温・常圧で連続的に処理できる。また、カスケードの分離特性は、非常に安定している。
- ③ オゾンや過酸化物の生成・蓄積の恐れがなく、前処理工程を簡単にできる。
- ④ 管状隔膜（アルミナ）は、機械的強度および耐放射線性に優れている。
- ⑤ カスケード内の循環流量が大きいため、消費動力が大きくなる。即ち、再処理工場オフガス流量をできるだけ少なくできるプロセスの開発が望まれる。

以上のことから、本法は、放射性ガスを安全に処理するのに必要な諸条件を満足しており、前述した各法に比べて極めて高い安全性が期待でき、技術的可能性の高いプロセスと考えられる。

(2) カスケードの構成

図1.5は、実験に使用した2分割型拡散筒によるHertz型カスケードの基本構成を示したものである。この方式は、拡散筒の流れ方向に着目成分の濃度分布が生じることに着目し、隔膜を拡散した流れを2つに分割してそれぞれの流れを適当な位置に連結することにより、カスケード1段当りの見掛けの分離係数の向上をはかるものである。いま、第 n 段に着目すると、供給流（流量 L_n 、着目成分濃度 X_n ）は第1分離器 A_n に入り、軽成分の濃くなった第1拡散流（ ℓ'_n 、 x'_n ）と重成分の濃くなった第1未拡散流（ $L_n - \ell'_n$ 、 x_n ）とに分けられる。第1拡散流は第 $(n+1)$ 段目の供給流となり、第1未拡散流は第2分離器 B_n に供給され、第2拡散流（ ℓ''_n 、 x''_n ）と第2未拡散流（ L''_n 、 X''_n ）とに分けられる。ここで、第2拡散流は第 n 段目の第1分離器 A_n に再循環され（リサイクル流）、第2未拡散流は第 $(n-1)$ 段目の第1分離器 A_{n-1} への供給流となる（以後、第2未拡散流を単に未拡散流と呼ぶことにする）。

以上のように、本カスケードの特徴は、自己段へのリサイクル流を設けることにより、段方向の濃度勾配を高め、段分離係数を向上することにある。なお、段分離係数 α は、次式で定義される。

$$\alpha = \frac{x_n' (1 - X_n'')}{X_n'' (1 - x_n')}$$

(3) 実験結果の概要*

Kr, Xe の分離実験は、5段からなるカスケード実験装置を用いて行った¹⁷⁾。表 1.5 は、実験装置の概略仕様をまとめたものである。以下、本装置により得られたカスケード分離特性から代表的な結果を選び、概説する。

図 1.6 は、カスケード起動後における最下段（第 1 段未拡散流）および最上段（第 5 段第 1 拡散流）の Kr および Xe 濃度の経時変化を拡散筒の分割比（≡ 第 2 拡散流量 / 第 1 拡散流量）が 1 および 3 の場合について示したものである。ここで、カスケードは全還流条件で運転されており、実験ガスには N_2 -Kr-Xe 系を用いている。

これより、重成分（Kr, Xe）および軽成分（ N_2 ）が時間の経過とともにそれぞれ最下段および最上段へと分離されていく様子が分かる。両端濃度が滑らかに変化し、やがて一定値を示していることから、2分割型拡散筒を用いた Hertz 型カスケードは非常に安定した操作特性を有しているといえることができる。Kr および Xe の N_2 に対する段分離係数 α_{Kr} , α_{Xe} は、分割比が 1 および 3 の場合、それぞれ 1.93, 2.38 および 2.22, 2.81 であり、理想的分離係数**よりも大きくなっていることが特徴的である。また、分割比を大きくするほど（即ち、リサイクル流量を大きくするほど）、段分離係数が向上することが分かる。なお、平衡達成時間は、分割比が大きくなるほど長くなる傾向がみられるが、いずれの場合も $\leq 60 \sim 90$ 分以内となっている。

図 1.7 は、拡散筒の分割比を 3 とし、実験ガスに N_2 -Ar-Kr-Xe 系の 4 成分ガスを選んだ場合、カスケード内に形成される各成分の平衡濃度分布を示したものである。軽成分の N_2 はカスケードの上段方向へ、重成分の Kr, Xe は下段方向へとそれぞれ濃縮されるのに対し、中間分子量である Ar の濃度はカスケード各段において大きな変化を示していない。これは、多成分系の分離において、分離係数が中間的な値をとる成分の示す一般的な挙動である。本実験で得られた Ar, Kr, Xe の N_2 に対する分離係数 α_{Ar} , α_{Kr} , α_{Xe} は、それぞれ 1.29, 2.30, 2.82 である。

図 1.8 は、前図の濃度分布に対応したカスケード内の流動状態を示したものである。ここで、カスケードは供給流圧力 P_h を一定値に保つように制御されており、各段の圧力は 1145 Torr となっている。これに対し、第 1 および第 2 分離器における拡散流圧力 P_{l_1} , P_{l_2} および圧力比 $r_1 (= P_{l_1} / P_h)$, $r_2 (= P_{l_2} / P_h)$, ならびに供給流量 L および拡散流量 ℓ' , ℓ'' には、

* 多孔質隔膜法による希ガスの分離・回収：日本原子力学会予稿集 F-20, 21 (1976 年 10 月)
再処理オフガス中の希ガスの分離・回収：日本原子力学会予稿集 G-40~43 (1978 年 10 月)

** Kr および Xe の N_2 に対する理想的分離係数は、

$$\alpha_0 (Kr/N_2) = \sqrt{83.70/28} = 1.729$$

$$\alpha_0 (Xe/N_2) = \sqrt{131.30/28} = 2.163 \quad \text{である。}$$

第5段から第1段へと減少する傾向がみられる。これは、透過係数 Q_1 、 Q_2 の変化と対応している。すなわち、隔膜細孔内の流れがKnudsen流(分子流)の場合には、隔膜の透過係数は気体の平均分子量の平方根に逆比例して変化し、これに対応してカスケード各段の循環流量 L 、 l' 、 l'' も変化する。従って、希ガス分離・回収プラントの設計・運転にあたっては、起動時および定常時におけるカスケード内の濃度分布および流動特性を十分に把握しておかねばならない。

図1.9は、 $N_2-Kr-Xe$ 系の分離実験で得られた段分離係数 α_{Kr} 、 α_{Xe} 、2分割型拡散筒(分割比3)における圧力比 γ (第1および第2分離器における圧力比 γ_1 、 γ_2 の平均値)および供給流量 L を拡散筒供給流圧力 P_h を基準にしてまとめたものである。この図より、圧縮比一定の往復動圧縮機を使用している本実験装置では、拡散筒の圧力比 γ は広い圧力範囲でほぼ一定値0.1となるため、供給流圧力 P_h を高めると供給流量 L (即ち、処理ガス流量)は増加するが、段分離係数は減少することが分かる。

以上の処理流量および段分離係数と供給流圧力との関係、ならびに高圧にした場合の放射性ガスの装置からの漏洩の可能性を考慮すると、供給流圧力は大気圧以下とすることが望ましい。いま、供給流圧力を700 Torr(圧力比 $\gamma = 0.098$)とすると、図より段分離係数 α_{Kr} 、 α_{Xe} は、それぞれ2.95、3.90程度となる。後述するクリプトン放出低減化プラントの第1カスケードに採用される遠心型圧縮機の実用的な操作条件としては供給流圧力700 Torr、圧力比0.14(=100 Torr/700 Torr)が選定されるので、この圧力比を考慮した段分離係数 α_{Kr} 、 α_{Xe} は、それぞれ2.20、2.90に相当する。

図1.10は、2分割型拡散筒の分割比が1および3の場合の段分離係数 α_{Kr} を供給流中のKr濃度を基準にして比較したものである。これより、段分離係数は、Krの広い濃度範囲においてほぼ一定値(分割比1および3において、それぞれ1.90および2.30程度)となっており、供給流濃度にはあまり影響されないことが分かる。即ち、カスケード設計においては、段分離係数の濃度の依存性を考慮しなくてもよいことを示唆している。

(4) クリプトン放出低減化プラントのプロセスフローシート

ここでは、以上の実験結果を基にして実施したクリプトン放出低減化プラントの概念設計結果の概要を図1.11～1.13に示したフローシートに従って概説する。

再処理工場(1,500 ton-U/yr)より送られてくる廃ガス(5,000 Nm³/day)は、デミスター、ドレンセパレーターで水分除去がなされた後、圧縮機により2.0 Kg/cm²Gに昇圧され、廃ガス受入槽に一時貯留される。圧縮機および廃ガス受入槽は、異常時を考慮して、2系列設けられている。廃ガス受入槽からの廃ガスは、圧力および流量を一定値(1.5 Kg/cm²、215.3 Nm³/hr、40℃)に調整した後、加熱器(加熱温度100℃)、HEPAフィルターを経てヨウ素吸着塔に送られ、微粒子およびヨウ素(単体および有機ヨウ素)が除去される。次いで、廃ガスは、予熱器(再生熱交換器)、ガス加熱器により350℃に昇温された後、アンモニア混合器、窒素酸化物水素反応塔、再生熱交換器、冷却凝縮器およびデミスターを順次通過する。ここで、窒素酸化物(NO_x)、トリチウム(T₂、HT)、水素(H₂)はN₂、O₂、HTO、H₂Oに転換され、水蒸気の一部は凝縮・除去される。なお、窒素酸化物水素反応塔は、塔上部および下部にそれぞれTi系触媒およびPt-Al₂O₃触媒が充填されたものであり、各部において

$\text{NO}_x + \text{NH}_3 \rightarrow \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$, $\text{H}_2 (\text{HT}) + \text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O} (\text{HTO})$, $\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$ なる反応が進行する。次いで、廃ガスは、モレキュラーシーブの充填された乾燥塔 (10°C) で水分が吸着された後、ルテニウム吸着塔 (HZO-1 が充填されている) においてルテニウムが除去され、HEPA フィルターを経て廃ガス供給槽に送られる。なお、本系統のフィルター、充填塔類は、交換・再生作業の便を考慮して、いずれも 2 系列設置している。

廃ガス供給槽からの廃ガスは、第 1 カスケード系に送られ、空気成分と Kr, Xe とが分離される。カスケードは 25 段から構成され、第 1 段、第 13 段、第 25 段をそれぞれ定常運転時における希ガス回収段、廃ガス供給段、排気ガス抜き出し段としている。各段には 2 分割型拡散筒、遠心型 2 段圧縮機、中間冷却器、後方冷却器が設けられ、また拡散筒、圧縮機の運転条件 (流量、圧力、温度) を所定値に保持するための制御系を備えている。配管系は、各段の独立運転、故障段のバイパス運転、さらに、希ガス回収段および排気ガス抜き出し段の変更、任意段への廃ガス供給が行えるように考慮されている。また、各段は受入れ系の真空ポンプに接続されており、故障段あるいはカスケード全体のガス抜き出しも可能になっている。なお、第 25 段から抜き出された排気ガスの一部は圧縮機軸封部のシールガスとして使用するが、大部分は排気系に導かれ、さらに再処理工場スタックより大気中に放出される。

第 1 カスケード系からの回収ガス (流量 11.4 mol/hr , 圧力 700 Torr , 組成 N_2 ; 2.72%, O_2 ; 10.53%, Ar ; 1.90%, Kr ; 8.23%, Xe ; 76.62%) は、抜き出しポンプにより昇圧 (750 Torr) された後、貯蔵系に送られる。回収ガス中の O_2 は、水素混合器、酸素・水素結合器 (Pd- Al_2O_3 触媒)、モレキュラーシーブ塔などで構成された脱酸素工程で除去される。この工程では、酸素・水素爆発に対する安全設計がなされている。脱酸素設備を出た回収ガス (流量 10.2 mol/hr , 組成 N_2 ; 3.04%, Ar ; 2.14%, Kr ; 9.19%, Xe ; 85.6%) は、低圧圧縮機により $4 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ に昇圧され、希ガス貯槽に一時貯留される。このガスは 4 日毎に高圧圧縮機により $35 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ まで昇圧して貯蔵ポンプに充填される。

なお、図 1.11 のプロセス概念図には、Kr と Xe とを分離するための第 2 カスケード系が記載されているが、本概念設計ではこの部分の検討は省略している。第 2 カスケード系においては、処理流量が少ないため、多孔質隔膜法、熱拡散法、液化蒸留法などの分離法の採用が可能であり、装置自体も非常にコンパクトなものとなる。

表 1.1 再処理工場廃ガス処理において問題となる
核分裂生成物 (FP_g)¹⁾

核種	生成量	半減期
⁸⁵ Kr	1.13×10^4 Ci/ton	10.73 yr
¹²⁹ I	3.86×10^{-2} //	1.72×10^7 //
¹³¹ I	1.84×10^{-1} //	8.14 day
^{129m} Xe	2.55×10^{-6} //	8.0 //
^{131m} Xe	6.30×10^{-1} //	12.0 //
¹³³ Xe	1.15×10^{-4} //	5.27 //
¹⁰³ Ru	5.87×10^4 //	39.8 //
¹⁰⁶ Ru	4.27×10^5 //	1.00 yr
³ H	7.19×10^2 //	12.35 //

燃料：軽水炉燃料 (3.3%濃縮ウラン)

燃焼度：34000 MWD/ton

冷却日数：180日

表 1.2 再処理工場廃ガス中の希ガスの分離・回収法の現状および比較

分離法	開発状況	利点	問題点
液化蒸留法 (深冷分離法)	パイロット規模の試験： ICPP(米国)で実施中 PNC(日本)で施設建設計画 中 实用規模(処理量1000~1500ton- U/yrの再処理工場対象)： 米国(Barnwell, Exxon), 仏(Fon- tenay aux-Roses, Marcoule), 西独(Jülich, GWK(AZUR), ベ ルギー(SCK-CEN, Mol)	<ul style="list-style-type: none"> ◦ Kr-Xe 分離が行える。 ◦ 液化蒸留法は空気分 離などで工業的に確 立された技術である。 	<ul style="list-style-type: none"> ◦ オゾン, 過酸化物の蓄 積, 爆発の可能性があ る。 ◦ 前処理系が大規模にな る。 ◦ 低温装置の安全設計, 操作。
溶媒吸収法 (フロカーボン法)	パイロット規模の試験： 米国(オークリッジ)で実施中 西独(NUKEM)で検討中	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 爆発の危険性が少な い。 ◦ 前処理系が単純。 ◦ プラントの建設費, 操業費が安い。 	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 高圧操作(20~30Kg/ cm²) ◦ 漏洩の可能性が大きい。 ◦ Kr-Xe の分離が難か しい。 ◦ 溶媒の放射線分解およ び腐蝕性成分の生成。
選択透過膜法	米国など：実験段階 (ベンチスケール) 日本：同上	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 常温操作 ◦ 透過膜の分離係数が 非常に大きくカスケ ード所要段数が少な い。 	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 高圧操作(10~30 Kg/ cm²) ◦ 有機膜が耐放射線性に 劣る。
多孔質隔膜法	<ul style="list-style-type: none"> ◦ ガス拡散法によるウラン濃縮法の 1つ。 ◦ 外国では試みられていないとみら れる。 ◦ 日本(筆者ら)：工学規模のカス ケード実施。 	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 常温, 常圧操作 ◦ 隔膜が耐放射線性に 優れている。 ◦ 拡散筒の分離係数は 比較的大きくなる。 ◦ カスケードの安定性 が高い。 	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 高性能隔膜の開発^{*1} ◦ カスケード所要段数が 比較的大きい。^{*2} ◦ 圧縮機的设计および操 作法^{*3}

*1 ウラン濃縮用として高性能のものが開発されている。

*2 拡散筒の形式を工夫すれば, 段分離係数の向上が期待できる。

*3 分子量の異なる幾つかの成分が分離対象となり, カスケード内の物性値が段方向で大幅に変化するが, 本概
念設計でその設計・操作法が確立された。

表 1.3 ORGDP におけるパイロット装置 (溶媒吸収法) の試験結果⁷⁾

文 献		K-1780	K-1794
溶 媒		フロン 12	フロン 11
試 験 回 数		34	40
吸 収 塔 条 件	温 度 (°F)	-75 ~ -21	-27 ~ +25
	圧 力 (psia)	164 ~ 437	314 ~ 512
	ガス流速 (ft ³ /min)	9.5 ~ 22.3	6.9 ~ 16.4
	溶媒流速 (gal/min)	0.75 ~ 1.25	0.75 ~ 1.50
	溶媒流速 ガス流速 (モル比)	1.4 ~ 4.2	1.4 ~ 8.0
	ガス中の Kr 濃度 (ppm)	42 ~ 8800	145 ~ 1180
	Kr 除去率 (%)	71.0 ~ 99.9	62.9 ~ 99.7
	Kr 除染係数 (-)	34 ~ 1000	2.7 ~ 333
	総括移動単位高さ (in)	14 ~ 70	17 ~ 68
	HETP (in)	18 ~ 46	18 ~ 38
分 留 塔 条 件	温 度 (°F)	32 ~ 35	140 ~ 185
	圧 力 (psia)	44.0	55.7 ~ 93.7
ストリップ塔 条 件	温 度 (°F)	1 ~ 5	90 ~ 118
	圧 力 (psia)	24.0	19.7 ~ 31.7

表 1.4 有機膜の理想的分離係数 α_{i-j} ⁷⁾

膜	温度	分 離 係 数					
		O ₂ -Xe	N ₂ -Xe	O ₂ -Kr	N ₂ -Kr	Ar-Xe	Ar-Kr
シリコンゴム	室温	0.30	0.14	0.61	0.29	0.30	0.61
2.6アセチル セルロース	25°C	21.8	4.04	5.43	0.98	10.6	2.56

$$\alpha_{i-j} = P_i / P_j \quad (P_i, P_j: \text{純成分 } i, j \text{ の透過係数})$$

表 1.5 カスケード実験装置の概略仕様

構成機器	概略仕様
カスケード	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 形式; Hertz 型 ◦ 段数; 5 段 ◦ 制御方式; 圧力制御 (拡散筒供給圧力を未拡散流量自動調整弁により設定値に保持する)
隔膜	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 材質; アルミナ製 (補強体; SUS 焼結管) ◦ 形状; 管状 ◦ 寸法; 19mm O.D. × 1,000 mm L × 4 本 (拡散筒フランジ部分で連結) ◦ 透過係数; $1.1 \times 10^{-5} \text{ mol -Ar/cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$
拡散筒	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 形式; 2 分割型 ◦ 分割比*; 可変 (1/3, 1, 3 の 3 種) ◦ 全長; 4.6 m ◦ 有効寸法; 57.2 mm I.D. × 1,072 mm L × 4 本 (フランジで連結)
圧縮機	<ul style="list-style-type: none"> ◦ 形式; 2 気筒往復動型 ◦ 回転数; 150 ~ 600 rpm (無段変速) ◦ 圧縮比; 10 ◦ 流量; 19 Nm³ - Ar/hr (最大) ◦ 軸封; 磁性流体軸受

* 分割比 $\equiv \frac{\text{第 2 拡散流量}}{\text{第 1 拡散流量}}$

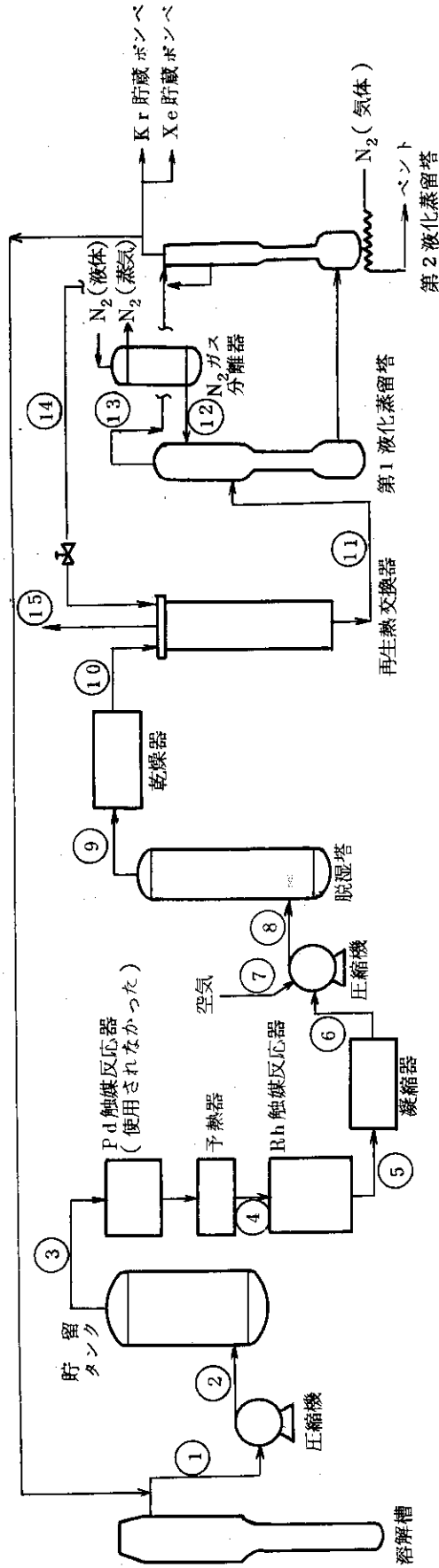


図 1.1 液化蒸留法による希ガス分離・回収プラントのプロセスフロー概念図 (ICPP)⁹⁾

図 1.1 説明

番号	プロセスガス条件	流量 m ³ /hr ^{*1}	流量 kg/hr ^{*1}	ガス圧力 Kg/cm ² G	温度 °C	濃 度 vol % ^{*2}							希ガス流量 m ³ /hr				
						N ₂	O ₂	H ₂	H ₂ O (露点)	NO ₂	CO ₂	NO	N ₂ O ₅	Ar	Kr	Xe	
1	溶解オフロガス	15.3	-	-0.03	32	74.8	4.6	2.1	17.5 (32°C)							8.5 × 10 ⁻⁴	5.1 × 10 ⁻³
2	貯留タンク入口ガス	"	-	1.4 ~2.8	"	"	"	"	" (")	*3	*3	*3	*3	"	"	"	"
3	希ガス回収プラント供給ガス	"	-	0.42 ~0.56	27	74.9	"	"	" (27°C)	"	"	"	"	"	"	"	"
4	Ph触媒反応器入口ガス	"	-	"	166	"	"	"	" (")	"	"	"	"	"	"	"	"
5	凝縮器入口ガス	"	-	"	53.8 ~64.9	89.0	10.8	0	0.1 (34°C)	"	"	"	"	"	"	"	"
6	圧縮機入口ガス	"	-	"	32	"	"	0	" (32°C)	"	"	"	"	"	"	"	"
7	調整空気 [*]	18.7	-	0	21	78.1	20.9	0	" (14°C)	"	0.03	"	"	"	"	"	"
8	脱湿塔入口ガス	34.0	-	2.1	27	83.0	16.4	0	" (27°C)	"	*3	"	"	"	"	"	"
9	乾燥器入口ガス	"	-	2.03	"	"	"	0	" (")	"	"	"	"	"	"	"	"
10	再生熱交換器入口ガス	"	-	1.96	"	"	"	0	" (-40°C)	"	"	"	"	"	"	"	"
11	第1塔入口ガス	"	-	1.89	-162	"	"	0	0 (-162°C)	0	0	0	0	0	0	0	0
12	液体チッ素	-	18.1	2.1	-190	100	0	0	0 (-190°C)	0	0	0	0	0	0	0	0
13	第1塔廃ガス	51.0	-	1.75	"	100	0	0	0 (")	0	0	0	0	0	0	0	0
14	第1塔冷媒ガス	"	-	0.21 ~0.35	-184	100	0	0	0 (")	0	0	0	0	0	0	0	0
15	スタックへの廃ガス	"	-	-0.09	24	100	0	0	0 (-40°C)	0	0	0	0	0	0	0	0

*1: 20°C, 1 atmにおける値。

*2: 水蒸気濃度を無視した場合の値。

*3: 昇圧機の吸入ガス流量を約30 scfm (約50 m³/hr)に調整するために取込む。

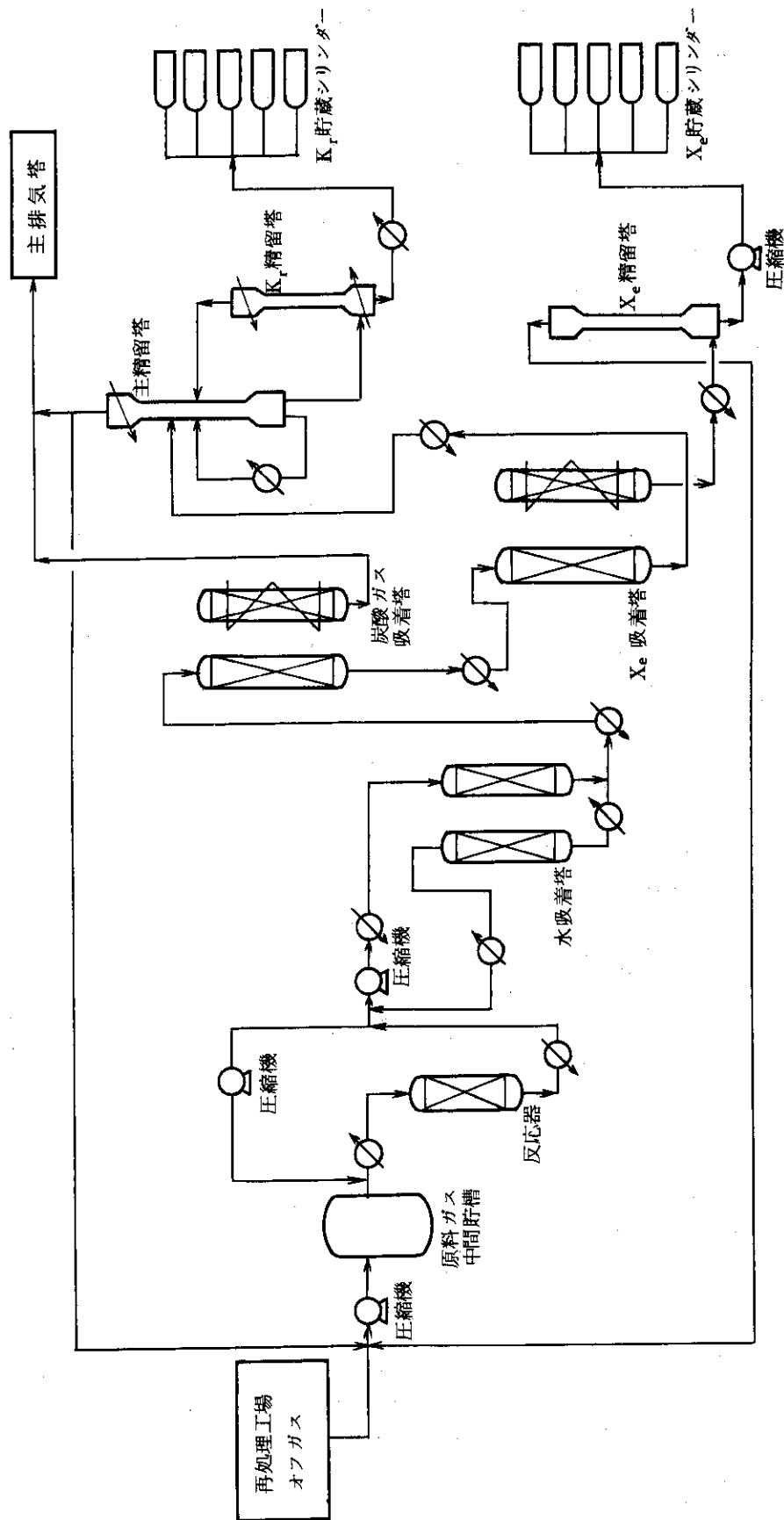


図 1.2 動燃団再処理工場における Kr 放出低減化のためのパイロットプラントフローシート 18)

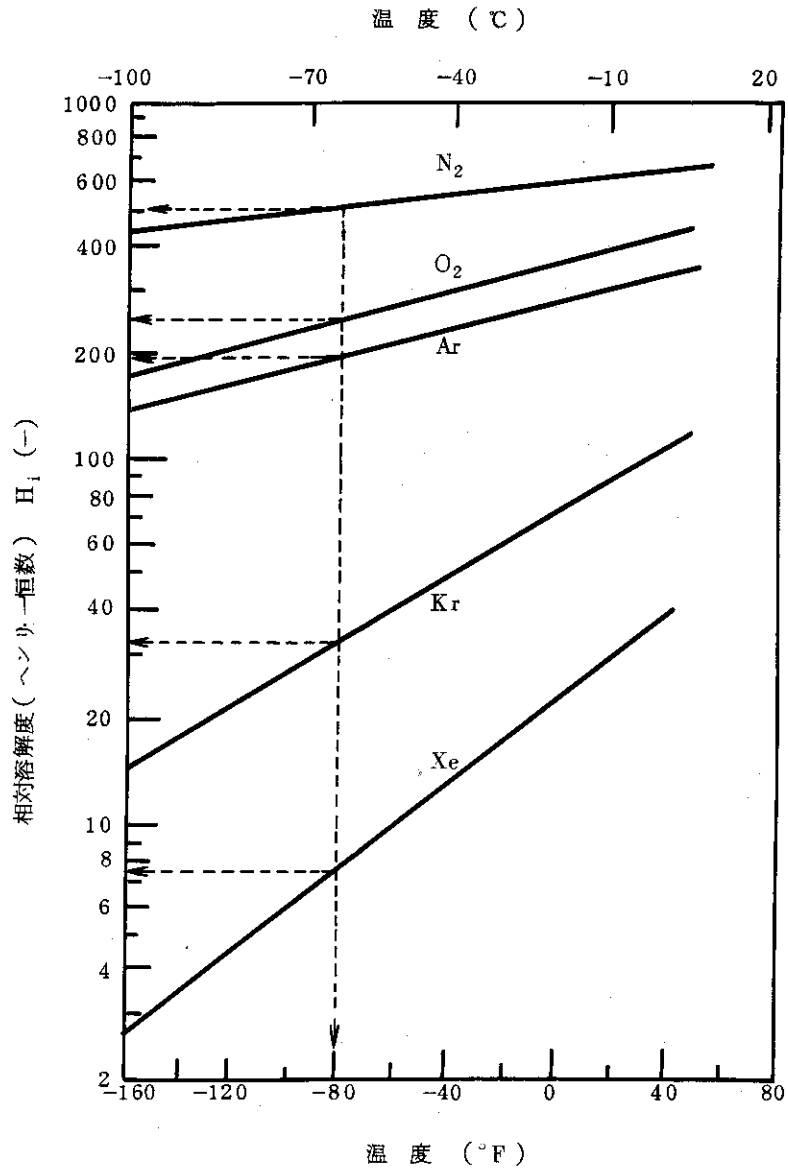


図 1.3 フレオン 12 に対するガスの相対溶解度 ⁷⁾

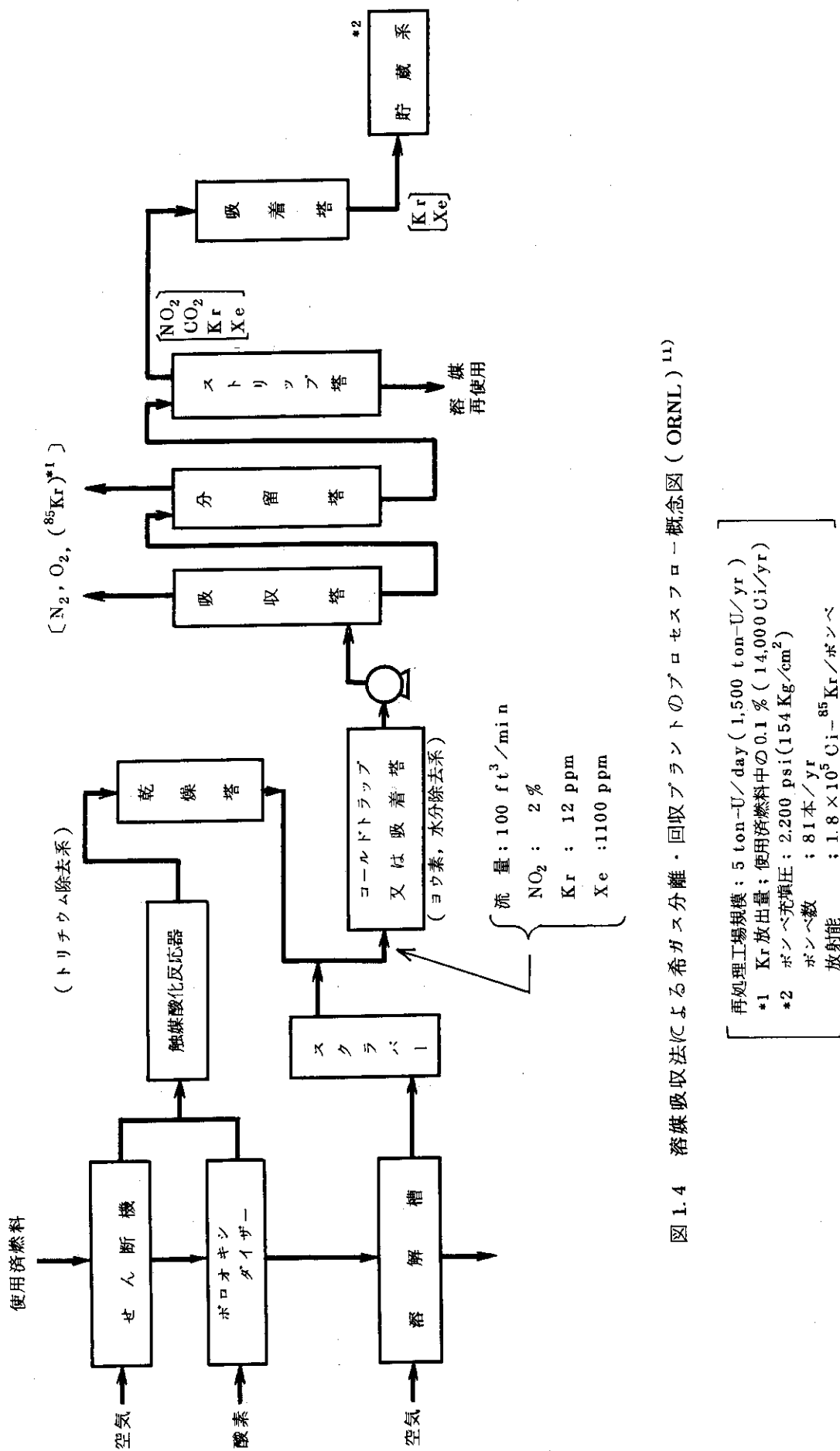


図 1.4 溶媒吸収法による希ガス分離・回収プラントのプロセスフロー概念図 (ORNL)¹⁾

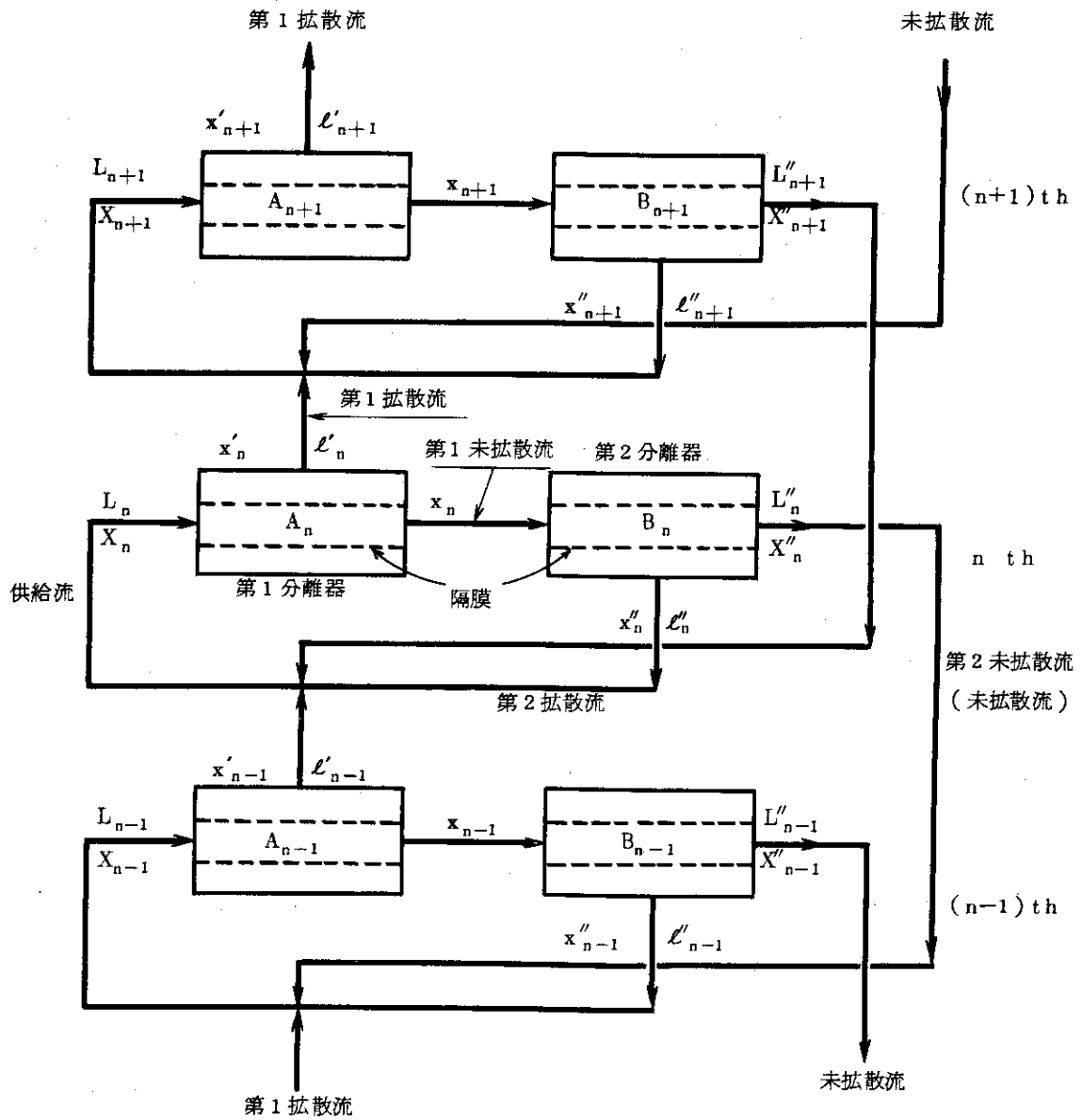


図 1.5 2分割型拡散筒を用いたHertz型カスケードの基本構成

$n, n+1, n-1$: 段番号
L, l', l'', L''	: 流量
X, x', x, x'', X''	: 着目成分(軽成分)の濃度

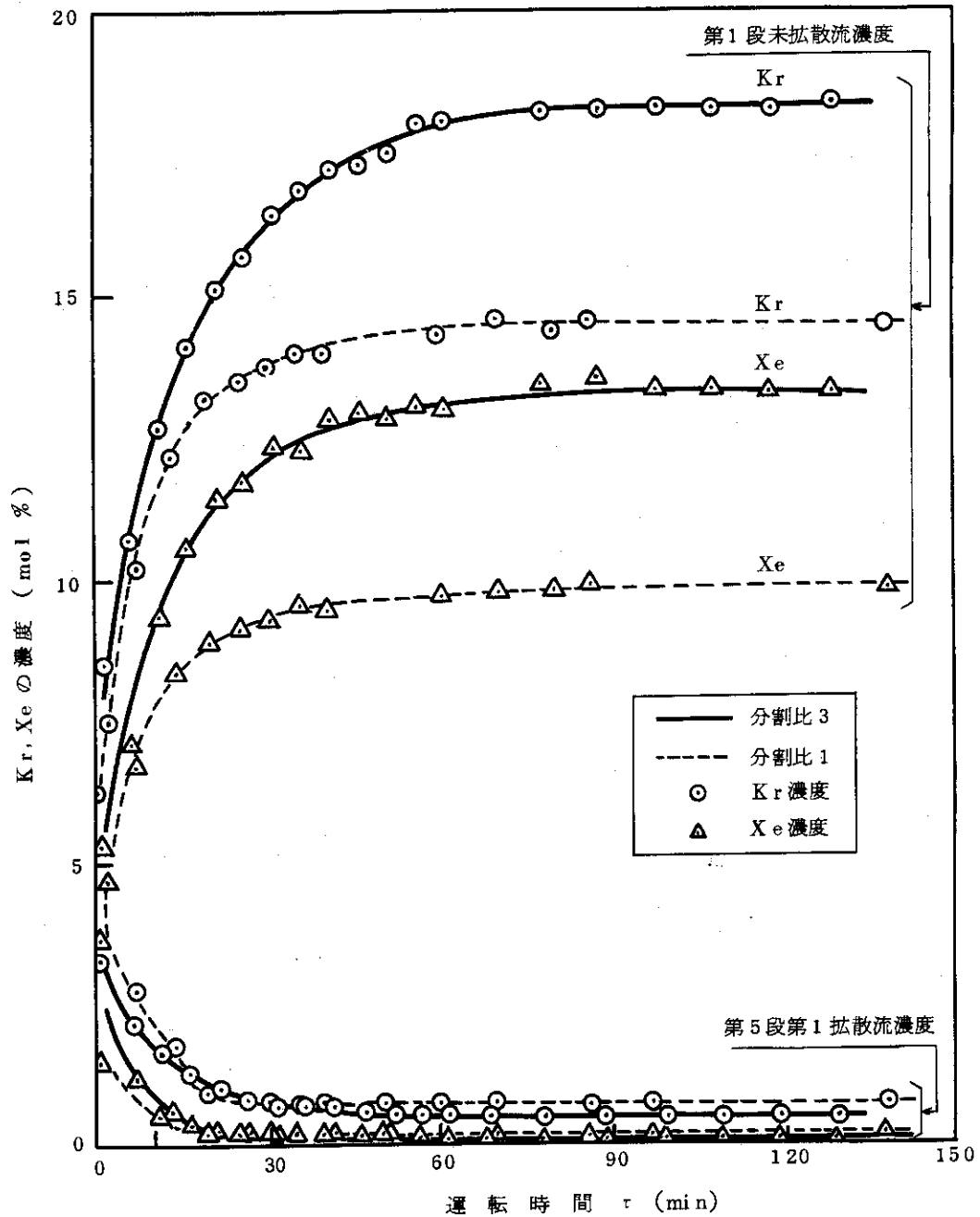


図 1.6 2分割型拡散筒を用いたHertz型カスケードの起動時における分離特性

- 実験ガス : N_2 -Kr-Xe系
- 還流条件 : 全還流
- 初期充填圧力 : 530 mmHg
- 供給流圧力 : 1155 mmHg (分割比3), 1162 mmHg (分割比1)
- 圧力比 : 0.097 (分割比3), 0.109 (分割比1)

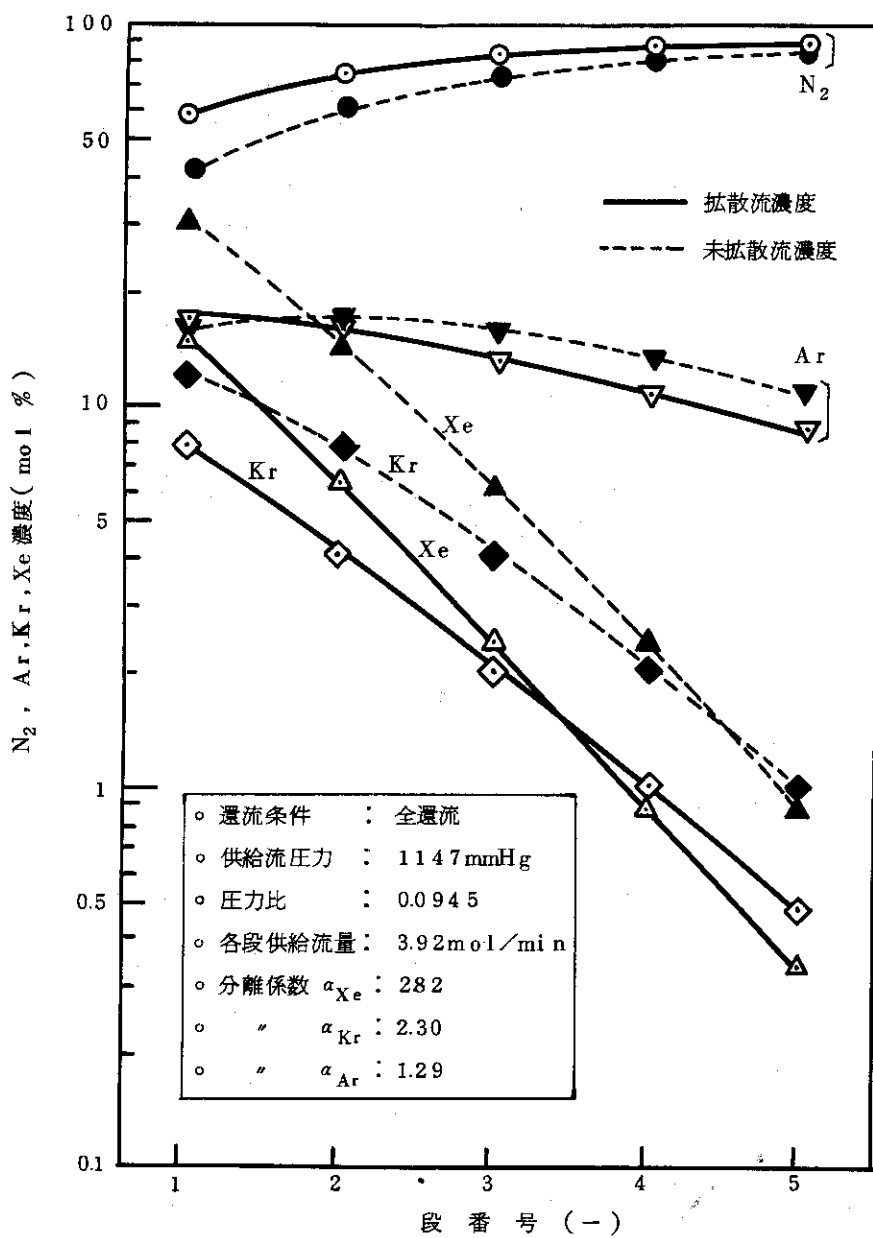


図 1.7 カスケード段方向の濃度分布 (N₂-Ar-Kr-Xe 系)

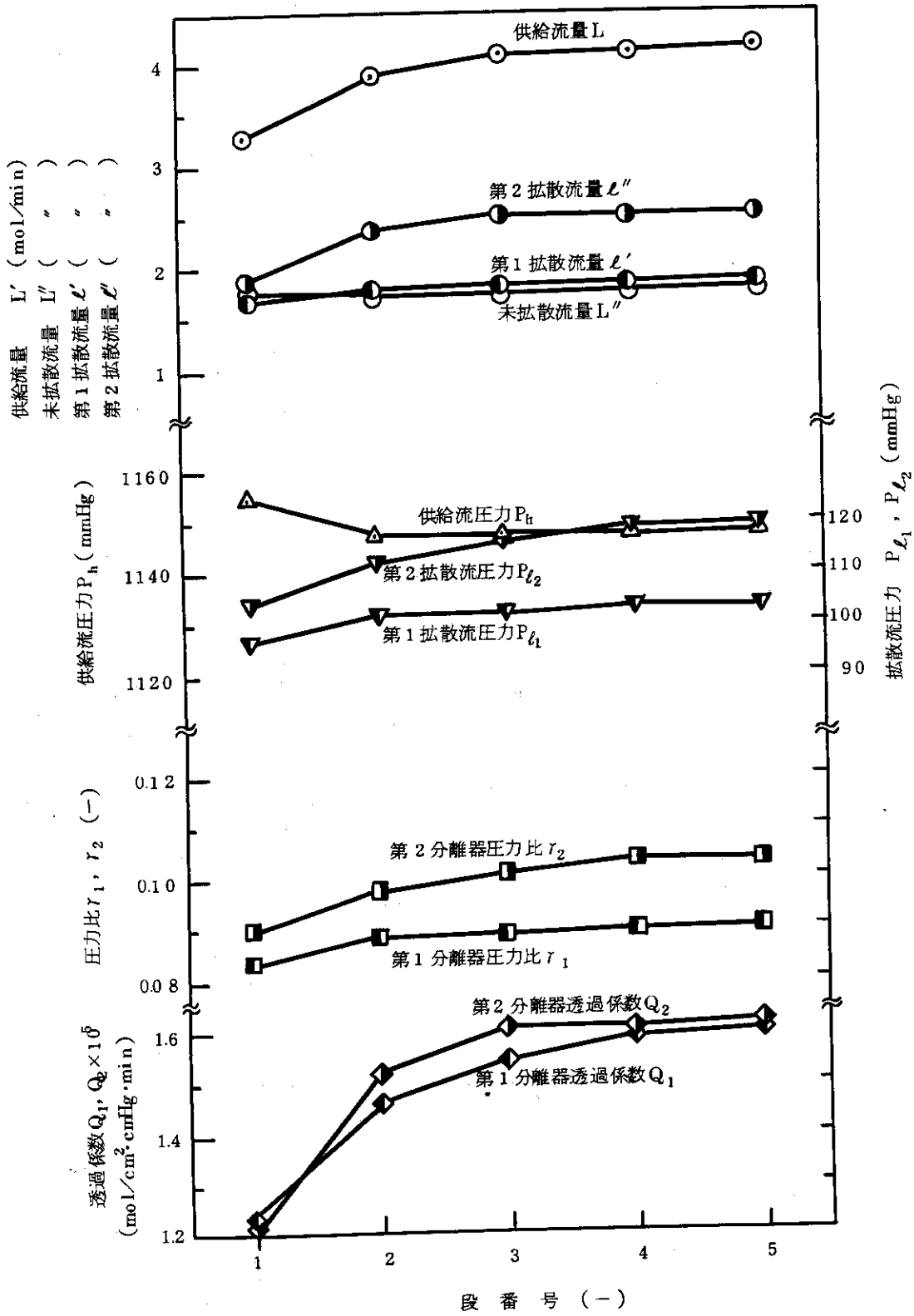


図 1.8 カスケード内の流動条件 (N_2 -Ar-Kr-Xe系)

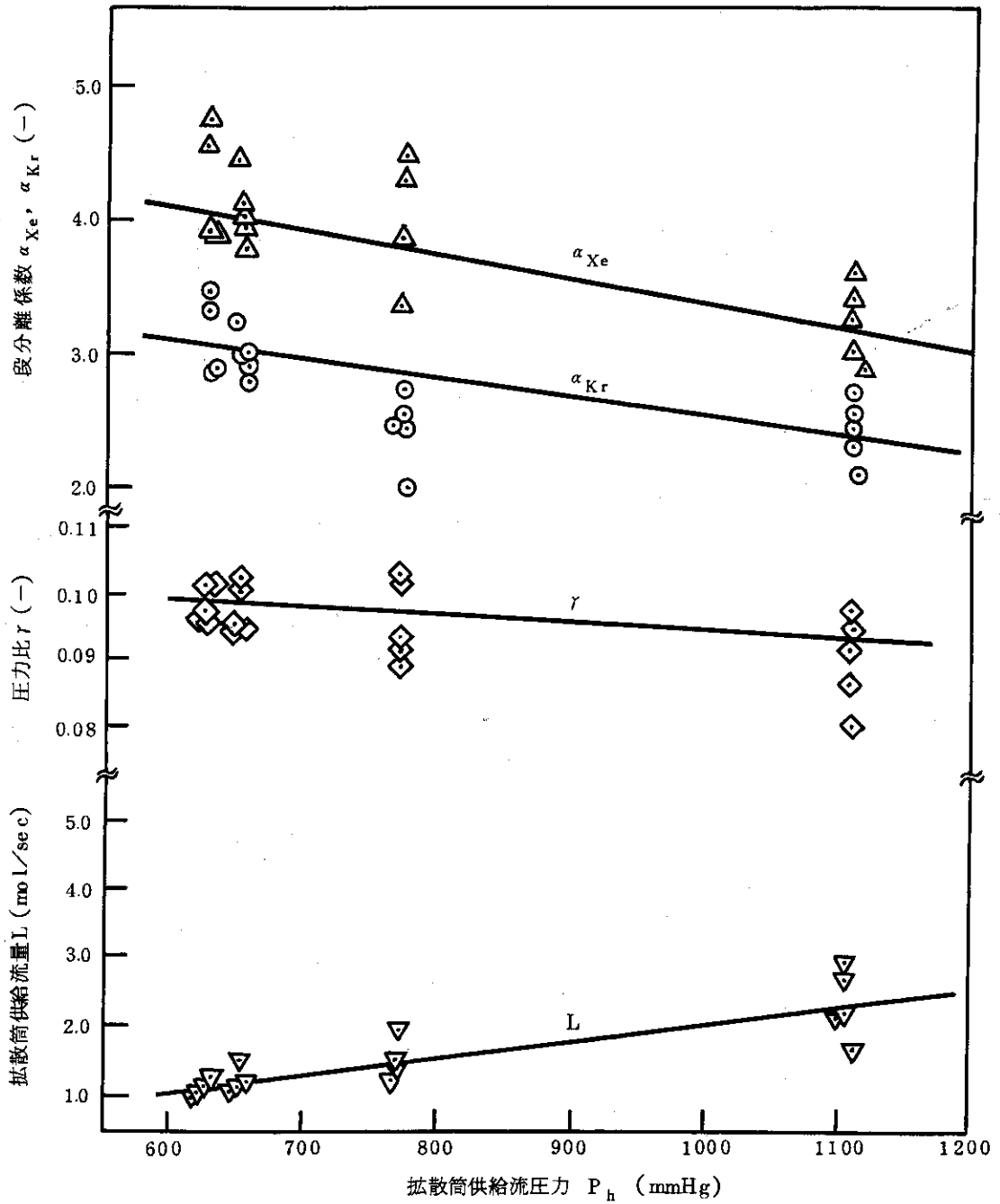


図 1.9 段分離係数と拡散筒供給流圧力との関係

- 実験ガス：N₂-Kr-Xe系
- 分割比：3
- 選流条件：全選流

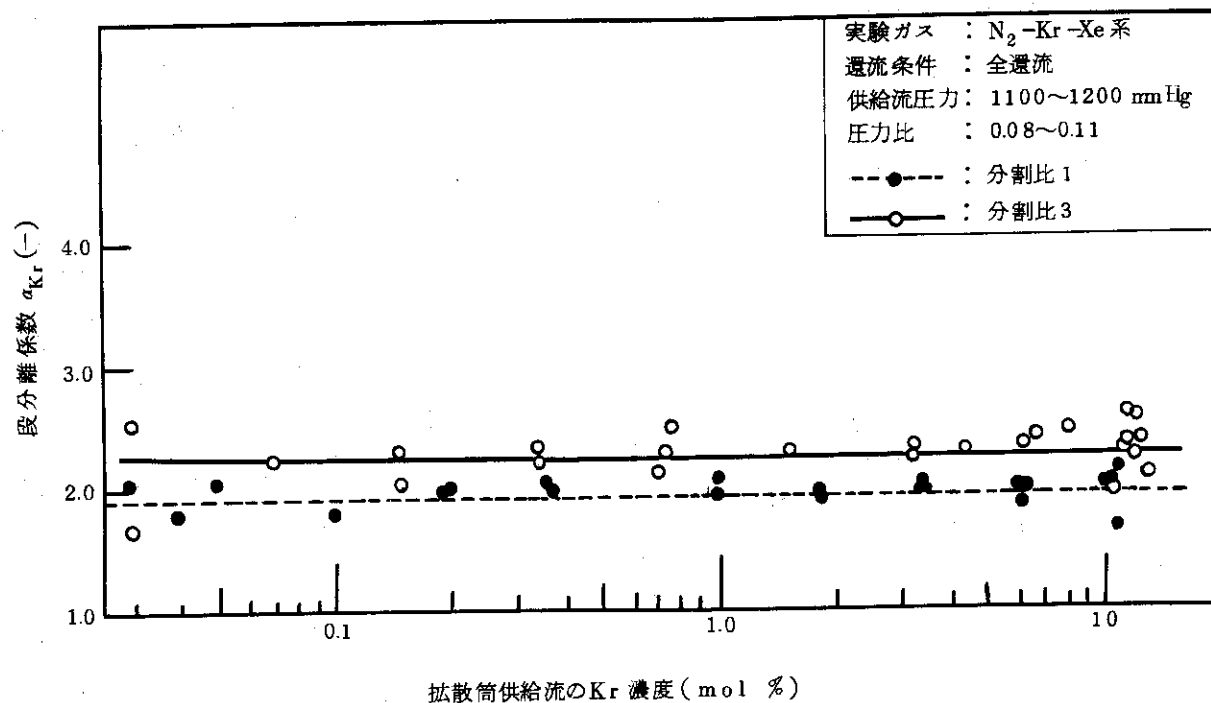


図 1.10 段分離係数と拡散筒供給流濃度との関係

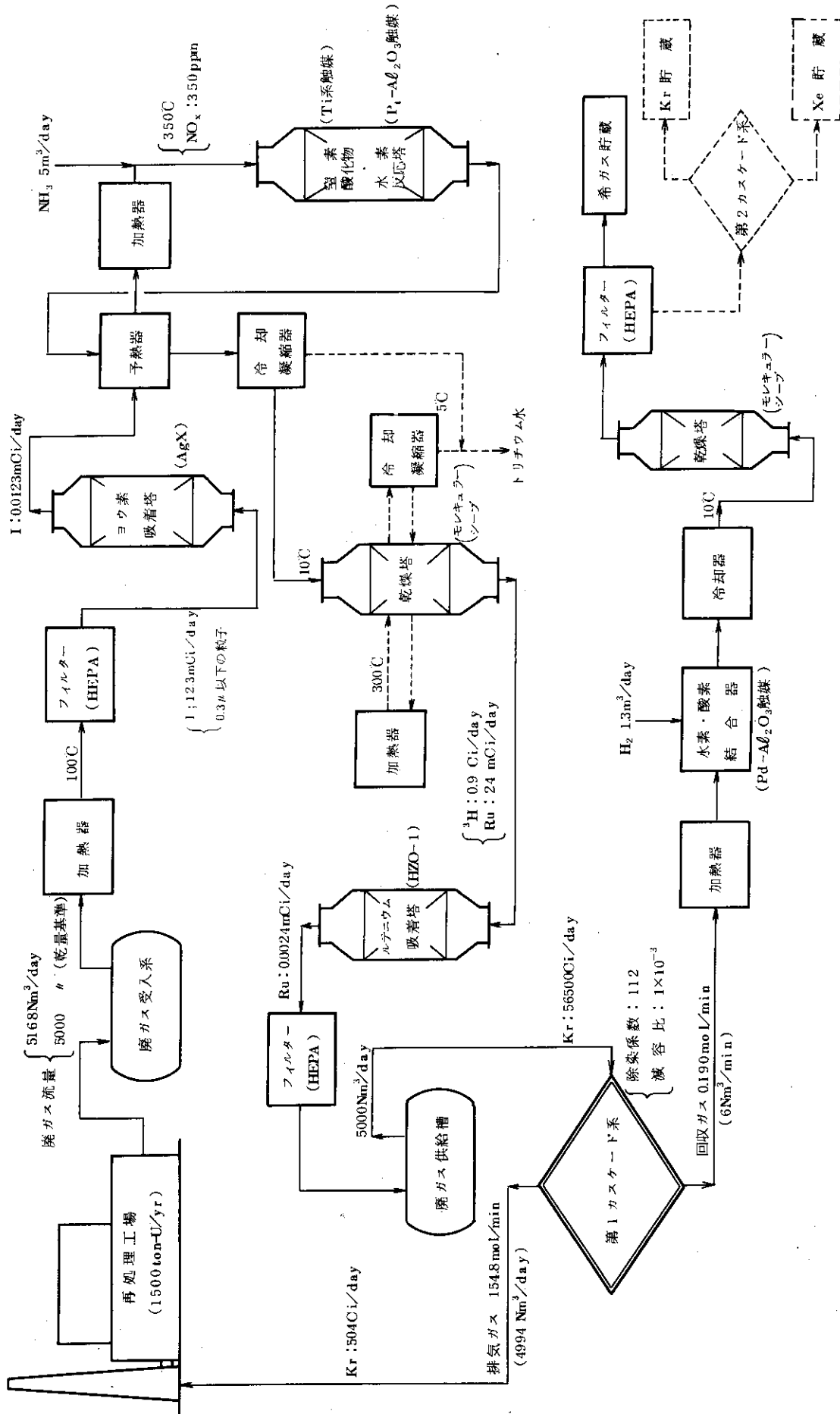


図 1.1.1 多孔質隔膜法によるクリプトン放出低減化プラントのプロセス概念図

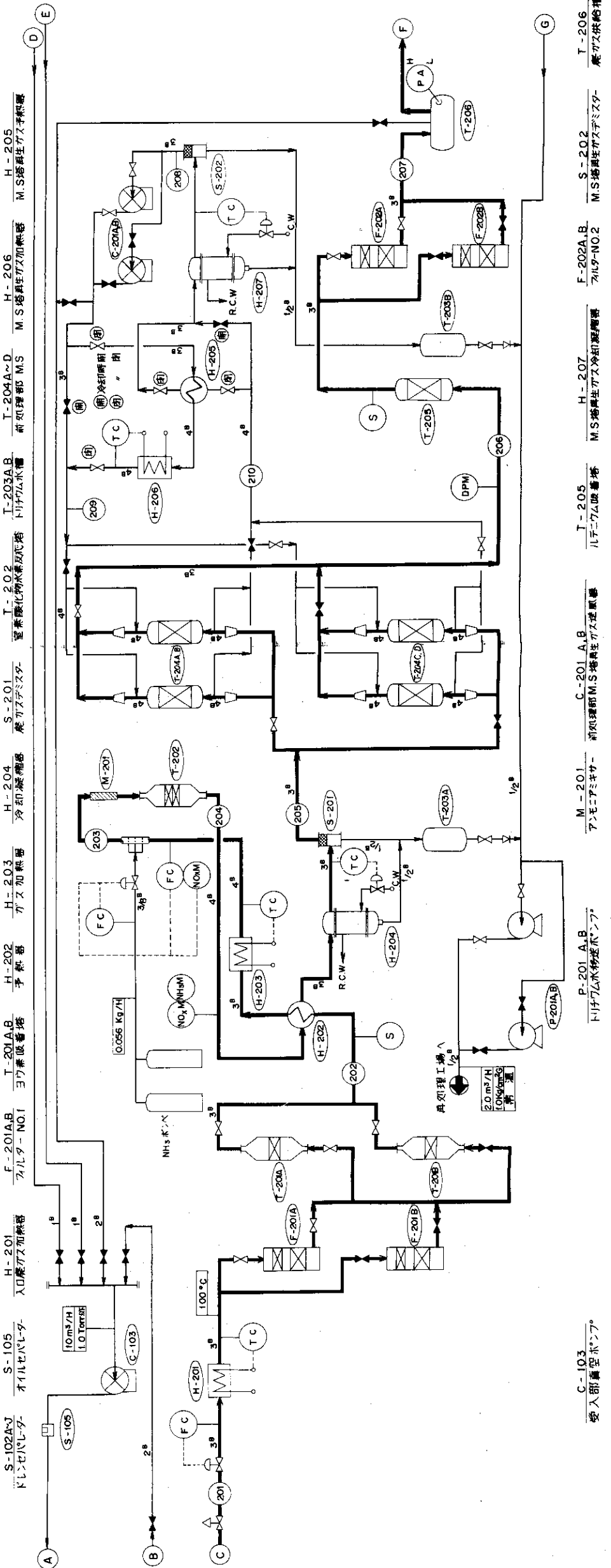
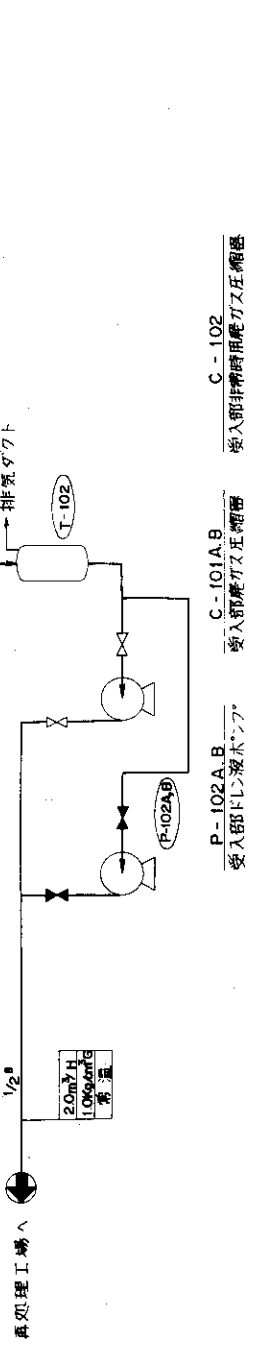
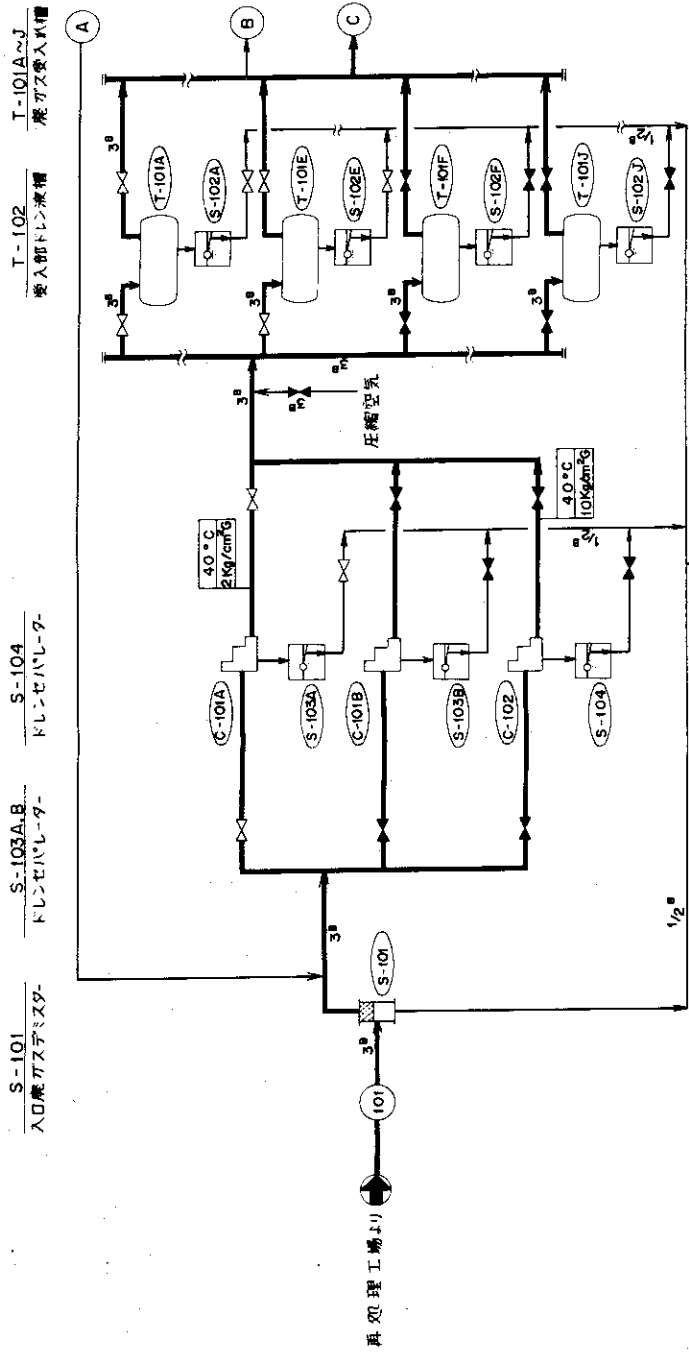
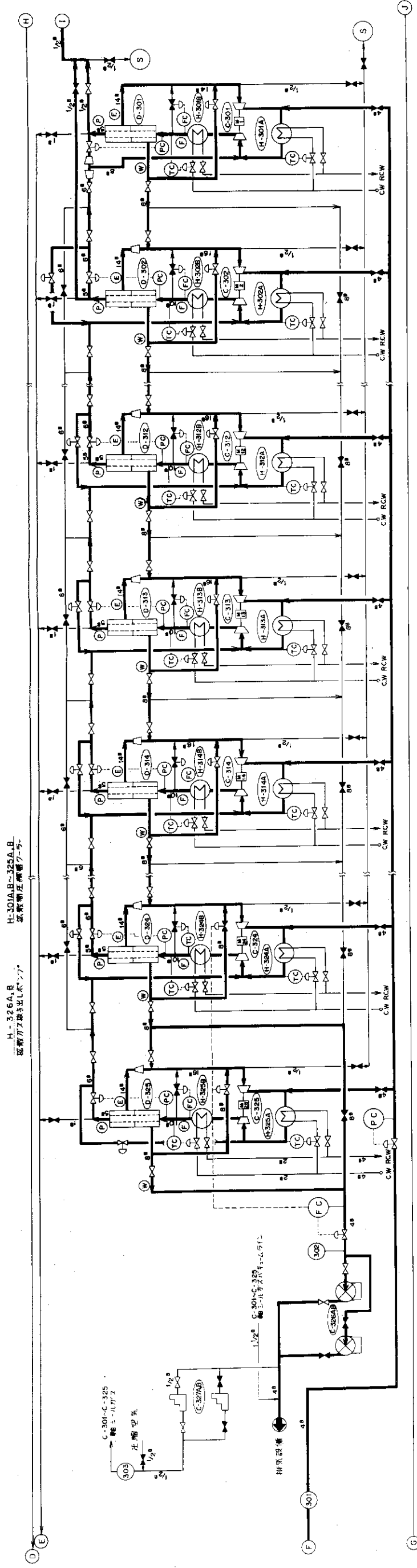
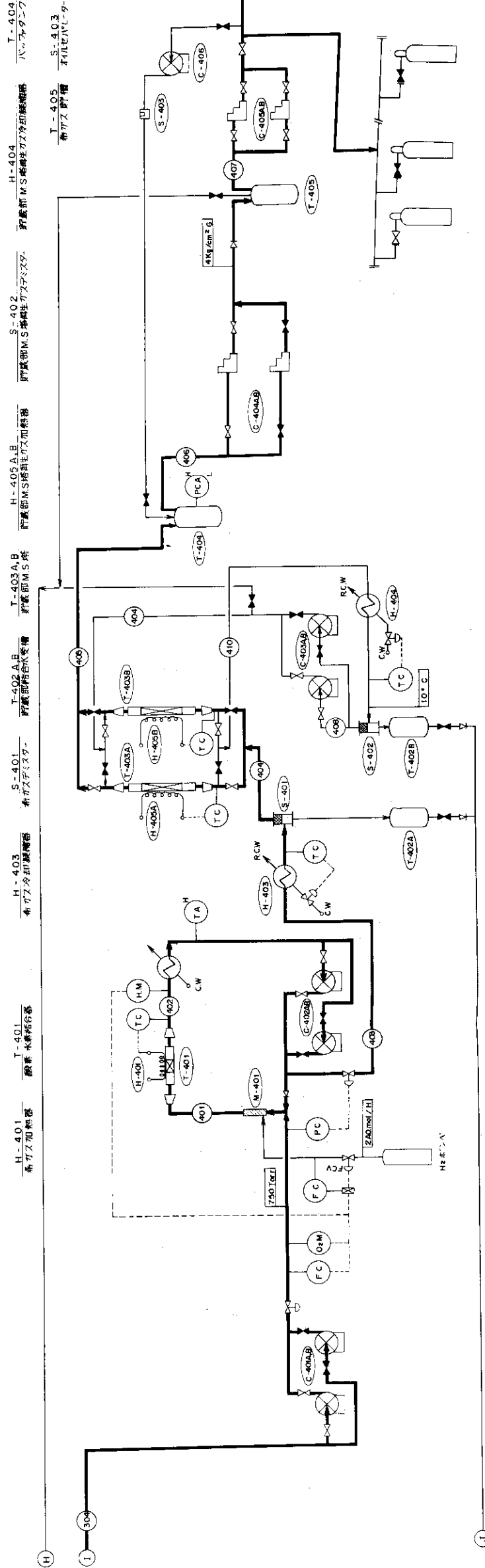


図 1.1.2 多孔質隔膜法によるクリプトン放出低減化プラントのエンジン系および前処理系



C-327A, B 高圧ガス圧縮機
 H-326A, B 高圧ガス圧縮機
 H-301A, B ~ H-325A, B 高圧ガス圧縮機
 C-301 ~ C-325 高圧ガス圧縮機
 T-401 高圧ガス圧縮機
 H-401 高圧ガス圧縮機
 S-401 高圧ガス圧縮機
 T-402A, B 高圧ガス圧縮機
 H-402A, B 高圧ガス圧縮機
 S-402 高圧ガス圧縮機
 T-403A, B 高圧ガス圧縮機
 H-403A, B 高圧ガス圧縮機
 S-403 高圧ガス圧縮機
 H-404 高圧ガス圧縮機
 S-404 高圧ガス圧縮機
 H-405A, B 高圧ガス圧縮機
 S-405 高圧ガス圧縮機
 T-405 高圧ガス圧縮機



C-401A, B 高圧ガス圧縮機
 M-401 水素ミキサ
 C-402A, B 高圧ガス圧縮機
 C-403A, B 高圧ガス圧縮機
 C-404A, B 高圧ガス圧縮機
 C-405A, B 高圧ガス圧縮機
 T-405 高圧ガス圧縮機

図 1.1.3 多孔質隔膜法によるクリプトン放出低減化プラントのエンジニアリングフローシート (第 1 カスケード系および貯蔵系)

2. カスケード設計

本章では、多孔質隔膜法による再処理工場廃ガスを対象としたクリプトン放出低減化プラントの心臓部ともいえるカスケードについて、その計算法と解析結果を述べ、カスケードの仕様を定める。

2.1 計算法

図 2.1 は、分割比 3 の 2 分割型拡散筒を用いた Hertz 型カスケードの全体構成を示したものである。ここで、最下段（回収ガス抽出し段）から廃ガス供給段までは希ガス（Kr, Xe）に関して濃縮部となり、廃ガス供給段から最上段（排気ガス抽出し段）までは回収部となる。本カスケードで処理すべきガスは、後述する廃ガス条件より、N₂, O₂, Ar, Kr, Xe の 5 成分からなるものであり、処理流量は 5,000 m³/day (155 mol/min) である。

再処理工場廃ガスを対象とする希ガス分離用カスケードを設計し、これを安全に運転するためには、多成分系についてのカスケード特性（濃度分布、流量分布、物性値分布など）を十分に把握するとともに、Kr の回収濃度、放出濃度（除染係数）に及ぼす拡散筒の分離係数、隔膜の透過係数、回収ガスの抽出し流量（還流比）などの因子についての検討が必要である。以下に、多成分系を対象とする Hertz 型カスケードの基本式を列挙する。

(1) 分離係数

廃ガス中に j 個の成分が含まれているものとし、 $j = 1, 2, \dots, 5$ をそれぞれ Xe, Kr, Ar, O₂, N₂ に対応させる。いま、濃縮部の第 m 段に着目すると、拡散筒まわりの濃度関係より、N₂ ($j = 5$) を基準成分とした場合の i 成分に対する段分離係数 α_m および第 2 分離器の分離係数 β_m は、次式のように定義される。

$$\alpha_m = \frac{{}_i X_m'' / {}_5 X_m''}{{}_i x_m' / {}_5 x_m'} \dots\dots\dots (1)$$

$$\beta_m = \frac{{}_i X_m'' / {}_5 X_m''}{{}_i x_m'' / {}_5 x_m''} \dots\dots\dots (2)$$

ここで、 ${}_i x_m'$, ${}_i x_m''$, ${}_i X_m''$; 第 1 拡散流, 第 2 拡散流および未拡散流中の i 成分の濃度 (モル分率)

${}_5 x_m'$, ${}_5 x_m''$, ${}_5 X_m''$; 第 1 拡散流, 第 2 拡散流および未拡散流中の N₂ ガス濃度 (モル分率)

なお、供給流濃度 X_m , 第 1 拡散流濃度 x_m' , 第 2 拡散流濃度 x_m'' , 未拡散流濃度 X_m'' については、以下の関係が成立する。

$$\sum_{j=1}^5 {}_j X_m = \sum_{j=1}^5 {}_j x_m' = \sum_{j=1}^5 {}_j x_m'' = \sum_{j=1}^5 {}_j X_m'' = 1 \dots\dots\dots (3)$$

(2) 濃度分布

濃縮部第 m 段において、分離係数 α_m 、 β_m および未拡散流濃度 X_m'' が与えられたとき、第 1 拡散流および第 2 拡散流の濃度 x_m' 、 x_m'' は、(1)、(2)式を変形した次式で与えられる。

$$x_m' = \frac{X_m'' / \alpha_m}{\sum_{j=1}^5 (X_m'' / \alpha_m)} \dots\dots\dots (4)$$

$$x_m'' = \frac{X_m'' / \beta_m}{\sum_{j=1}^5 (X_m'' / \beta_m)} \dots\dots\dots (5)$$

供給流濃度 X_m は、拡散筒まわりの物質収支より、次式で与えられる。

$$X_m = \frac{\ell_m'}{L_m} \cdot x_m' + \frac{\ell_m''}{L_m} \cdot x_m'' + \frac{L_m''}{L_m} \cdot X_m'' \dots\dots\dots (6)$$

- ここで、 L_m ; 拡散筒への供給流量 (mol/min)
- ℓ_m' ; 第 1 拡散流量 (mol/min)
- ℓ_m'' ; 第 2 拡散流量 (mol/min)
- L_m'' ; 未拡散流量 (mol/min)

第 m 段と第 $m+1$ 段との濃度関係は、第 $m+1$ 段より下段についての物質収支より、次式で与えられる。

$$X_{m+1}'' = \frac{\ell_m'}{L_{m+1}''} \cdot x_m' + \frac{P}{L_{m+1}''} \cdot x_p \dots\dots\dots (7)$$

- ここで、 P ; 回収ガス流量 (mol/min)
- x_p ; 回収ガス流中の i 成分の濃度 (モル分率)

回収部の濃度分布は、(1)~(6)式において段番号を $m \rightarrow n$ 、(7)式において回収ガスの流量 P および濃度 x_p を排気ガスの流量 $-W$ および濃度 $x_w (= x_N')$ に書き換えることにより、与えられる。

段方向の濃度分布は、上記各式および次項に与える流量関係式を組合せることにより、第 1 段から上段へと逐次的に計算される。このとき、回収ガスの組成と流量を仮定する必要がある。回収ガスの組成は、廃ガス供給段における X_e 濃度が廃ガス中の X_e 濃度に一致するようにするとともに、カスケード全体として次の物質収支が成立するよう試行錯誤的に選定するものとする。

$$F = P + W \dots\dots\dots (8)$$

$$F \cdot x_F = P \cdot x_p + W \cdot x_w$$

- ここで、 F ; 廃ガス供給流量 (mol/min)
- W ; 排気ガス流量 (mol/min)
- x_F ; 廃ガス中の i 成分の濃度 (モル分率)
- x_w ; 排気ガス中の i 成分の濃度 (モル分率)

(3) 流量分布

各段の隔膜面積および隔膜性能（分離効率， N_2 ガス換算の透過係数）を一定値に固定した場合には，カスケード内の循環流量の分布は，濃度分布に応じて1段毎に変化する。

第 m 段における第1拡散流および第2拡散流の流量は，拡散筒の分割比を r で表わすと，隔膜面積，透過係数および操作圧力と次のように関係づけられる。

$$l'_m = S_A \cdot Q_m (P_h - P_l) \quad \dots\dots\dots (9)$$

$$l''_m = r l'_m \quad \dots\dots\dots (10)$$

ここで， S_A ；第1分離器の隔膜面積（第2分離器の隔膜面積 S_B は， $S_B = r \cdot S_A$ となる。

S_A, S_B は全段一定とする。）（ cm^2 ）

Q_m ；隔膜の透過係数（ $mol/cm^2 \cdot cmHg \cdot min$ ）

P_h ；拡散筒高圧側圧力（供給流圧力で代表する。）（ $cmHg$ ）

P_l ；拡散筒低圧側圧力（拡散流圧力で代表する。第1拡散流および第2拡散流の圧力は等しいものとする。）（ $cmHg$ ）

なお，透過係数 Q_m は，計算の都合上未拡散流に対応するものとする N_2 ガスに対する透過係数 Q_{N_2} が既知の場合には，次式で与えられる。

$$\left. \begin{aligned} Q_m &= Q_{N_2} \cdot \sqrt{5M} \cdot \sum_{j=1}^5 \frac{j X_m''}{\sqrt{jM}} \\ Q_{N_2} &= \frac{4d}{3l\sqrt{2\pi RT}} \cdot \frac{1}{\sqrt{5M}} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (11)$$

ここで， jM ； j 成分の分子量（ $j=5$ は N_2 ガス）

d ；隔膜細孔の直径（ \AA ）

l ；隔膜細孔の長さ（ μ ）

R ；気体定数 6236.0 （ $cm^3 \cdot cmHg/mol \cdot ^\circ K$ ）

T ；供給流ガス温度（ $^\circ K$ ）

実際の計算では，隔膜細孔内の流れを遷移流とし，透過係数 Q_m の算出式として次式を便宜的に使用した。

$$Q_m = \frac{4d}{3l\sqrt{2\pi RT}} \cdot \frac{1}{\sqrt{j\bar{M}_m}} + \frac{d^2}{32l\eta RT} \bar{P} \quad \dots\dots\dots (12)$$

ここで， $j\bar{M}_m$ ；第 m 段目における未拡散流の平均分子量

η ；粘性係数（ $g/cm \cdot sec$ ）

\bar{P} ；高圧側，低圧側の平均圧力（ $cmHg$ ）

第 m 段の拡散筒まわりの流量関係は，次式で与えられる。

$$\left. \begin{aligned} L_m &= l'_m + l''_m + L_m'' \\ &= (1+r) l'_m + L_m'' \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (13)$$

第 m 段より下の段についての流量収支より，次式が得られる。

$$L_m'' = l'_{m-1} + P \quad \dots\dots\dots (14)$$

以上の関係式より、隔膜の特性値（細孔の直径および長さ、隔膜面積）、拡散筒の分割比、操作条件（圧力、温度）を定め、回収ガスの流量と濃度を仮定すると、最下段（第1段）より逐次的に濃度および流量分布を求めることができる。この場合、廃ガス供給段のXe濃度が廃ガス中のXe濃度と一致するよう、回収ガスの条件を試行錯誤法で決定する。

回収部についても、同様の手順で計算ができる。

2.2 廃ガス条件および計算内容

(1) 廃ガス条件

表2.1は、処理量1500 ton-U/yrの再処理工場廃ガスを対象とするクリプトン放出低減化プラントの前処理系および第1カスケードの入口組成ならびにカスケード計算に用いた組成を示したものである。計算上の組成（5成分系）においては、 NO_x 、Ne、 NH_3 は極めて微量でありしかもカスケード性能への影響が比較的少ないことから無視し、 CO_2 は分子量が類似しているArに含めることにしている。一方、廃ガス流量は、第1カスケード入口における流量5000 Nm^3/day （155 mol/min）をそのまま使用する。

(2) 計算内容

クリプトン分離カスケードの設計および操作上重要なパラメータとして次の事項が考えられる。

- ① 拡散筒の分離係数
- ② 隔膜面積、透過係数
- ③ 操作圧力および温度
- ④ 還流比
- ⑤ 段数

ここでは、以下の4ケースについてのケーススタディを行ない、各パラメータのカスケード特性（濃度分布、流量分布）、クリプトンの放出濃度（除染係数）および回収濃度（減容比）等に及ぼす影響を調べた。

- ① 全還流操作
- ② 回収ガス流量の変更
- ③ 段数の変更
- ④ 透過係数の変更

2.3 ケーススタディ

(1) 全還流操作

図2.2は、全還流操作すなわちカスケードの最上段（第37段）および最下段（第1段）における第1拡散流および未拡散流をすべて還流としてそれぞれの段の供給流に戻し、排気ガス流および回収ガス流を取出さない場合の各段供給流濃度を示したものである。ここで、計算条件として、カスケードの全段数は37段、隔膜面積および透過係数は $60 \text{ m}^2/\text{段}$ および 0.65×10^{-4}

$\text{mol-N}^2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$, 操作圧力は高圧側 700 Torr, 低圧側 100 Torr, 温度は 30°C としている。また, 第 15 段目の供給流における Xe 濃度を廃ガス中の Xe 濃度と一致させている。各成分の段方向の濃度変化は $\text{N}_2\text{-Ar-Kr-Xe}$ 系について得られた実験結果 (図 1.7 参照) と類似の傾向を示しており, 重成分 (Xe, Kr) および軽成分 (N_2) はそれぞれカスケードの下段および上段へと分離されている。また, 中間成分 (Ar, O_2) は, 10 段目付近で最大濃度を示している。Kr についても第 7 段目付近で濃度が最大となっているが, カスケード内にこのような濃度の最大値が形成される過程は次のように考えられる。例えば, Kr に着目すると, N_2 濃度の高い領域 (カスケードの上段部分) では Kr は Xe とともに未拡散流として下段へ送られる (下降流) のに対し, N_2 濃度が低く Xe 濃度の非常に高い領域 (下段部分) では Kr は拡散流として上段へ戻される (上昇流)。すなわち, 上段部分では N_2 と Xe および Kr, 下段部分では Kr と Xe との分離がそれぞれ支配的に行われる。Ar, O_2 についても同様であり, 拡散筒内におけるこのような分離過程の逆転する段において濃度の最大値が形成される。

図 2.3 は, 前図に示した濃度分布に対応するカスケード内の各段における循環流量を示したものである。各段における隔膜面積を一定値 $60\text{m}^2/\text{段}$ に固定しているにもかかわらず, 循環流量は大きく変化している。これは, カスケード実験の結果 (図 1.8 参照) においても述べたように, 段方向の供給流組成の変化につれてガスの平均分子量が変化し, 隔膜の透過係数が変化することを反映したものである。ここで注目されることは, 第 7 段~第 15 段における循環流量の変化は著しいが, Xe, Kr 濃度の高い第 1 段~第 6 段および N_2 濃度の高い第 16 段~第 37 段においてはほぼ一定値となることである。

なお, 図において第 1 拡散流量は第 2 拡散流量の $\frac{3}{1}$ となっているが, これは分割比 3 の 2 分割型拡散筒を用いるためである。

(2) 回収ガス流量の変更

図 2.4 は, 回収ガス流量および排気ガス流量を 0.420 および $154.58\text{mol}/\text{min}$ とした場合のカスケード内の各成分の濃度分布を示したものである。ここで, カスケードの全段数は 25 段, 廃ガス供給段は第 10 段目, 供給流量は $155\text{mol}/\text{min}$, その他の計算条件は前ケースと同一にしている。本ケースではカスケードの上下端より抽出を行っているために, 全還流操作の場合に顕著であった中間成分 (O_2 , Ar) および Kr についての濃度の最大値はほとんどみられず, 最下段において希ガス濃度が最大となることが分かる。

図 2.5 ~ 2.8 は, 回収ガス流量が各成分の濃度分布および各段循環流量に及ぼす影響を示したものである。ここで, 廃ガス供給数の位置は, Kr についての混合損失が大きくなるように, 濃度分布に応じて変更させている。まず Kr に着目すると, 図 2.5 より回収ガス流量を $0.42\text{mol}/\text{min}$ から減少させていくと, カスケード内に Kr が蓄積されるため, 濃度分布が全体的に高濃度側に移動することが分かる。即ち, 第 1 段からの回収ガス流中の Kr 濃度が約 4% (抽出流量 $0.42\text{mol}/\text{min}$ のとき) から約 10% (同じく $0.18\text{mol}/\text{min}$) へと増加し, これに応じて第 25 段からの排気ガス流も約 $10^{-5}\%$ から約 $6 \times 10^{-5}\%$ に変化する。しかし, 抽出流量を $0.16\text{mol}/\text{min}$ にまで減少させると, 濃度分布は全還流時のそれに類似の傾向を示し, 第 6 段において最大濃度 (約 25%) となり, 排気ガス流の濃度は約 $1 \times 10^{-3}\%$ に上昇する。しかし, 回収ガス流の濃度は約 11% と余り増加しない。

同様に Xe についても図 2.6 から分るように、回収ガス流量を減少させていくと、回収ガス流および排気ガス流中の濃度が上昇する傾向がみられる。抽出流量を 0.16 mol/min とした場合の上、下端における濃度はそれぞれ約 94%、約 5×10^{-3} % となる。

図 2.7 は、N₂、O₂、Ar についての濃度分布を示したものである。回収ガス流量の減少とともに中間成分の Ar および O₂ の濃度分布の最大値は明瞭となり、しかもその位置は上段方向へと移動する傾向にあるが、最大値の大きさには変化は認められない。一方、カスケードの上、下端に着目すると、第 25 段における各成分の濃度は抽出流量を変化させてもほぼ一定値を示すが、第 1 段では大幅な変化がみられる。

図 2.8 は、カスケード内の流量分布を示したものである。回収ガス流量の減少に伴う濃度分布の変化に対応して、特にカスケードの下段から中段部分における各段循環流量に際立った変化が現われている。すなわち、この範囲では回収ガス流量を減少させると重成分濃度が増加し、これに伴い透過係数が低下するので、第 1、第 2 拡散流量が減少し、従って供給流量も減少することになる。また、供給流量が一定値となる段は回収ガス流量が 0.42 mol/min および 0.18 mol/min のときそれぞれ第 11 段目および第 13 段目であるが、0.16 mol/min の場合には第 21 段目となる。これらの下方の段では 1 段毎の供給流量の変化が比較的大きく、カスケード（特に圧縮機）を設計および運転する際に特別の注意を払う必要がある。

図 2.9 は、以上の計算結果を整理して回収ガス流量と回収ガス流中の各成分の濃度との関係をまとめたものである。図中の各点は計算値であり、破線は各点間の傾向を示すために便宜的に描いたものである。一方、Kr および Xe の各点を結ぶ実線は次式で定義されるカスケード全体についての物質収支から求めた近似値である。

$$x_P \cdot P = x_F \cdot F - x_W \cdot W \quad \dots\dots\dots (15)$$

- ここで、F、x_F：廃ガス供給流量および廃ガス濃度
- P、x_P：回収ガス流量および回収ガス濃度
- W、x_W：排気ガス流量および排気ガス濃度

ただし、排気ガス流中の Kr、Xe 濃度は $10^{-3} \sim 10^{-5}$ % と極めて小さいことから、この計算では $x_W = 0$ としている。

図において、回収ガス流量を 0.2 mol/min 以下に減少させると Kr、Xe は実線で表わした近似値にほぼ等しい値で増加するのに対し、軽成分である N₂、O₂ および Ar の濃度は急激に減少している。すなわち、カスケードで得られる減容比（回収ガス流量/廃ガス供給流量）を小さくするためには、Kr 濃度が高くしかも軽成分濃度のできるだけ低い条件が望ましく、本図より回収ガス流量を 0.2 mol/min 以下にすればよいことが分かる。なお、回収ガス流量が 0.16 mol/min のときには排気ガス流中の Kr 濃度が約 10^{-3} % と無視できない値となるため、計算点と実線とではずれが生じている。

図 2.10 は、排気ガス流中の Kr 濃度およびカスケードの除染係数と回収ガス流量との関係を示したものである。ここで、図中の各点は前図までの計算結果に基づく値である。また、除染係数は次式で定義されるものである。

$$DF = \frac{F \cdot x_F \cdot \xi_E}{W \cdot x_W \cdot \xi_W} \quad \dots\dots\dots (16)$$

ここで, x_F, ξ_F : 廃ガス供給流中の Kr 濃度および ^{85}Kr の Kr 中における存在率

x_W, ξ_W : 排気ガス中の Kr 濃度および ^{85}Kr の Kr 中における存在率

回収ガス流量の減少が 0.42 mol/min から 0.22 mol/min 附近までの範囲における排気ガス流中の Kr 濃度の上昇は比較的緩やかであるが, 0.22 mol/min 以下の範囲では急激に増加している。一方, 除染係数は定義式から明らかなように, 排気ガス流中の Kr 濃度に逆比例の関係にあり, 回収ガス流量の上記範囲における DF は約 1000 ~ 約 500 であるが, 0.22 mol/min 以下では急激に減少し, 0.16 mol/min では僅か 20 となってしまふ。

(3) 段数の変更

図 2.11 は, 全段数を 25 段から 30 段まで変化させた場合のカスケード内における濃度分布を示したものである。ここで, 廃ガス供給段は第 13 段目に固定し, 回収ガス流量は一定値 0.20 mol/min としている。また, 隔膜の透過係数は $0.44 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ としている。その他のパラメーター (1 段当りの隔膜面積, カスケードの操作条件, 段分離係数等) には, 前ケースにおける計算条件と同一の値を採用した。

この図より, 段数を増加すると排気ガス流中の Xe, Kr 濃度は低下するが, その減少度合いは余り大きくないことが分かる。例えば, 30 段の場合の Kr 濃度は約 $7 \times 10^{-5}\%$ であり, 25 段の場合の濃度約 $2 \times 10^{-4}\%$ の約 3 分の 1 に減少するに過ぎない。さらに, 回収ガス流の組成に及ぼす段数変更の影響も極めて小さいことを考慮すると, カスケードの段数としては 25 段程度が適当と考えられる。

(4) 透過係数の変更

図 2.12 ~ 2.14 は, 隔膜の透過係数を $0.37 \sim 0.87 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ の範囲で変化させた場合の濃度分布および流量分布に及ぼす影響, ならびに排気ガス流中の Kr 濃度および除染係数を示したものである。

ここで, カスケード段数, 各段の隔膜面積と回収ガス流量はそれぞれ 25 段, $60 \text{ m}^2/\text{段}$ と 0.19 mol/min であり, その他の計算条件は前ケースと同一の値としている。なお, 本ケーススタディに用いた透過係数は, 我が国におけるウラン濃縮用隔膜の製造技術により達成可能な範囲を選定したものである。

図 2.12 より, 透過係数が濃度分布に及ぼす影響は比較的大きく, しかも重成分と軽成分とでは変化の様子が異なることが分かる。すなわち, Xe および Kr の濃度分布における変化は, 廃ガス供給段 (第 13 段) 附近より下段では極めて小さいが, 上段側では非常に大きくなっている。ちなみに回収ガス流および排気ガス流中の Kr 濃度に着目すると, 透過係数が $0.37 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ のときはそれぞれ 7.7% および $6 \times 10^{-4}\%$ であり, $0.87 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ のときそれぞれ 8.3% および $1.4 \times 10^{-5}\%$ である。これより, 拡散筒の大きさおよびカスケードの運転条件が一定値に固定されている場合には, 透過係数の大きい隔膜を用いるほど排気ガス流中のクリプトン濃度を低減化できることが分かる。

一方, N_2, O_2 および Ar の濃度分布に及ぼす透過係数の影響は, Xe, Kr 濃度が極めて小さい第 25 段附近を除いて, カスケード全体に広く現われている。各成分について詳細に見ると, N_2 の濃度分布は透過係数の増加により低濃度側に移行している (O_2 については, 変化は小さいが, ほぼ同様の傾向となる) が, Ar については逆に高濃度側への移行が見られる。

図 2.13 は、前図に示した濃度分布に対応する流量分布を示したものである。これより、透過係数の増大に伴い、供給流量が大幅に増加する傾向が見られる。これは、透過係数を大きくするにつれて第 1, 第 2 拡散流量および未拡散流量が増えるためである。いま、透過係数が 0.37×10^{-4} および $0.87 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ のときの第 1 段未拡散流量はそれぞれ 171 および 393 mol/min であり、第 25 段第 1 拡散流量は 172 および 595 mol/min である。すなわち、ここでは回収ガスおよび排気ガスの拔出流量を一定値に固定しているので、透過係数を大きくすることにより還流比が増すことになる。

図 2.14 は、排気ガス流中の Kr 濃度およびカスケードの除染係数と第 25 段における第 1 拡散流量（還流比）との関係を示したものである。

ここで、還流比 R は次式により定義されるものである。

$$R = \frac{\ell'_{25}}{W} \dots\dots\dots (17)$$

ここで、 ℓ'_{25} : 第 25 段における第 1 拡散流量

W : 排気ガス流量

これより、透過係数を大きくして第 1 拡散流量 ℓ'_{25} （即ち、還流比）を増加させると Kr 濃度が大幅に低下するとともに除染係数が著しく向上することが分かる。これは、図から明らかのように第 25 段における還流比が 1 ~ 4 と小さく、流量 ℓ'_{25} の変化に対応する還流比の変化が相対的に大きくなることに帰因するものである。一方、第 1 段における還流比は、透過係数が $0.37 \sim 0.87 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ の範囲のとき、900 ~ 2070 と大きいため、透過係数の変更による回収ガス流中の Xe および Kr の濃度変化は僅かとなっている（図 2.12 参照）。

透過係数の影響に関する以上の検討より、カスケードの運転条件（操作圧力、回収ガスおよび排気ガスの拔出流量）および拡散筒の大きさ（隔膜面積）を一定値に固定されている場合には、透過係数の大きい隔膜を用いるほど排気ガス流中のクリプトン濃度を低減化できることが明らかになった。

2.4 クリプトン放出低減化プラント用カスケードの基本仕様

2.3 のケーススタディにより明らかになったカスケード設計上の基本パラメータと分離特性との関係ならびに 1.4 に示した実験結果に基づき、クリプトン放出低減化プラントの中心となる第 1 カスケード系の仕様を以下のように定めた。

- 拡散筒供給流圧力：放射性ガスの装置外への漏洩の危険性を考慮して、大気圧より若干低い 700 mmHg とした。
- 拡散流圧力：遠心型圧縮機の実用的圧縮比が 3 ~ 10 程度であることから、100 mmHg とした。従って、隔膜前後の圧力比は 0.143 ($\approx 100/700$) となる。
- 拡散筒の分割比：実験結果に基づき 3 とした。
- 段分離係数：実験で得られた分割比 3 の拡散筒による段分離係数（拡散筒供給流圧力 700 mmHg 附近で $\alpha_{Xe} = 3.90$, $\alpha_{Kr} = 2.95$ ）は、隔膜前後の圧力比が 0.1 ~ 0.09 の

場合である。ここでは、拡散筒の運転圧力より圧力比が0.143であることから、控え目な値として、 N_2 に対する Xe, Kr, Ar, O_2 それぞれの段分離効率が約150%となる以下の値を採用した。

$$\alpha_{Xe} = 2.90$$

$$\alpha_{Kr} = 2.20$$

$$\alpha_{Ar} = 1.30$$

$$\alpha_{O_2} = 1.10$$

第2分離器における分離係数についても実験値に基づいて以下のよう定めた。

$$\beta_{Xe} = 2.10$$

$$\beta_{Kr} = 1.70$$

$$\beta_{Ar} = 1.20$$

$$\beta_{O_2} = 1.05$$

- 透過係数：実験に使用したアルミナ隔膜の透過係数は、 N_2 ガス換算で約 $0.15 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ である（隔膜の分離効率は約90%）。しかし、現在の隔膜製造技術によれば、分離効率を低下させることなく、透過係数を3～5倍程度向上させることが可能である。ここでは、やや控え目な透過係数として $0.52 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ なる値を採用した。
- 隔膜面積：上述のように透過係数の値は選択の余地があることから、圧縮機の容量についてもある程度余裕のある設計をすることが望ましい。ここでは、透過係数が $0.65 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ の場合の流量分布（図2.13参照）の廃ガス供給段（第13段）における第1、第2拡散流量および隔膜前後の差圧（600 mmHg）から、所要隔膜面積を $60 \text{ m}^2/\text{段}$ （第1分離器 15 m^2 、第2分離器 45 m^2 ）と定めた。
- カスケードの還流条件：カスケードの入口条件である廃ガスの流量および組成については2.1に示した通りとした。また、回収ガスおよび排気ガスの流量は、カスケードの除染係数100程度を目標として、それぞれ 0.190 mol/min （還流比1258）および 154.81 mol/min （還流比1.96）と定めた。このときの除染係数は112となる。

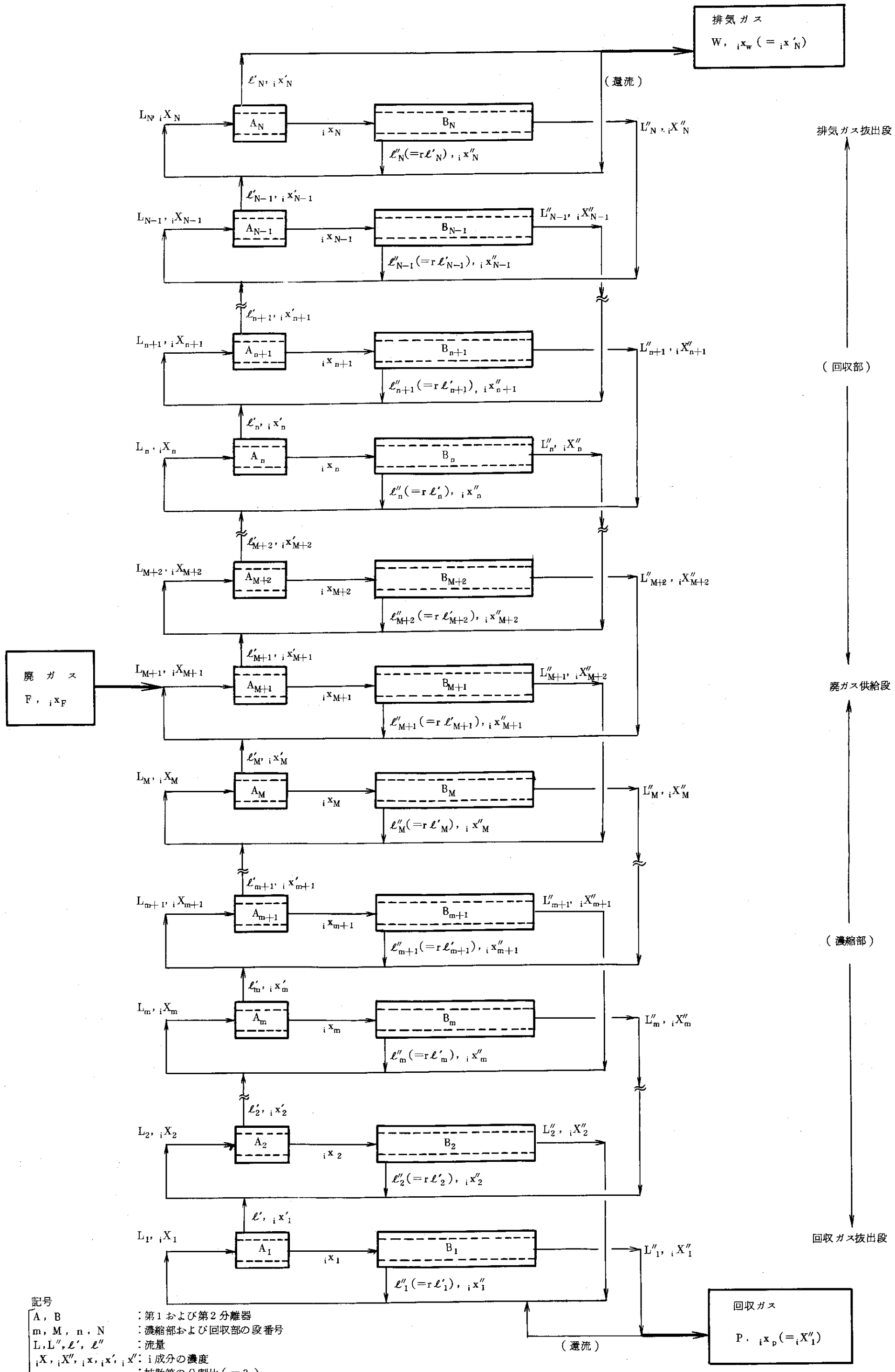
以上の基本条件を満足するカスケードの分離特性として、図2.12、2.13における透過係数 $0.52 \times 10^{-4} \text{ mol-N}_2/\text{cm}^2 \cdot \text{cmHg} \cdot \text{min}$ に対応する濃度分布、流量分布が得られる。

図2.15は、ここに設定されたカスケードの段方向におけるガスの物性値（平均分子量 \bar{M} 、気体定数 R 、比熱比 κ ）ならびに本カスケードに採用される遠心型圧縮機の各段における回転数 N_H 、 N_L 、吐出温度 T_{DL} および所要動力 W を示したものである。これより、圧縮機の回転数を段方向の濃度および流量分布に応じて調整すれば、全段（25段）同一の大きさの圧縮機を使用できることが判明した。

表 2.1 再処理工場 (1500 ton-U/yr) 廃ガスの組成

成分	分子量	前処理系入口組成	第1カスケード系入口組成	カスケード計算上の組成	放射能
Xe	134.1	940 ppm	940 ppm	940 ppm	3.15 Ci/day
Kr	84.8	101 "	101 "	101 "	56500 "
Ar	39.94	6000 "	6000 "	6192 "	-
O ₂	32.0	48.12 %	48.06 %	48.06 %	-
N ₂	28.02	51.12 "	51.02 "	51.20 "	-
CO ₂	44.01	192 ppm	192 ppm	-	-
NO _x	NO 30.01 N ₂ O ₄ 92.02	350 "	< 4 "	-	-
Ne	20.18	12 "	12 "	-	-
NH ₃	17.03	-	< 4 " *	-	-
I ₂	253.82	0.6 "	-	-	0.0123 mCi/day
Ru	101.1	-	-	-	0.024 "
³ H ₂	6.0	-	-	-	0.9 Ci/day
H ₂	2.0	64 "	-	-	-

* 前処理系の窒素酸化物水素反応塔より混入する還元剤 (NH₃) 。



記号
 A, B : 第1および第2分離器
 m, M, n, N : 濃縮部および回収部の段番号
 L, L', L'', l'' : 流量
 $i x, i x', i x''$: i 成分の濃度
 r : 拡散筒の分割比 (= 3)

図 2.1 希ガス分離カスケードの全体構成 (Hertz型カスケード)

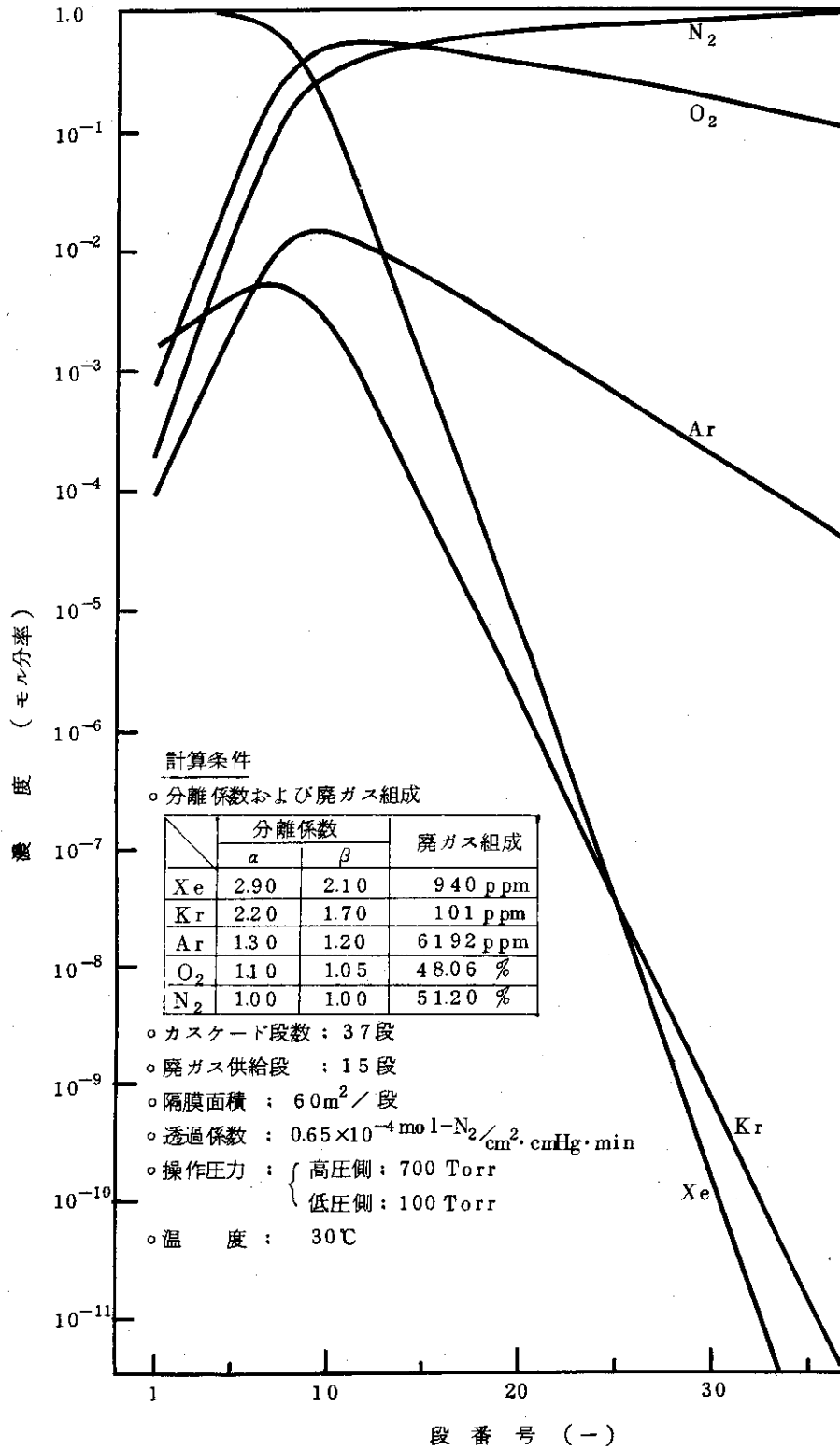


図 2.2 全還流操作における段方向濃度分布

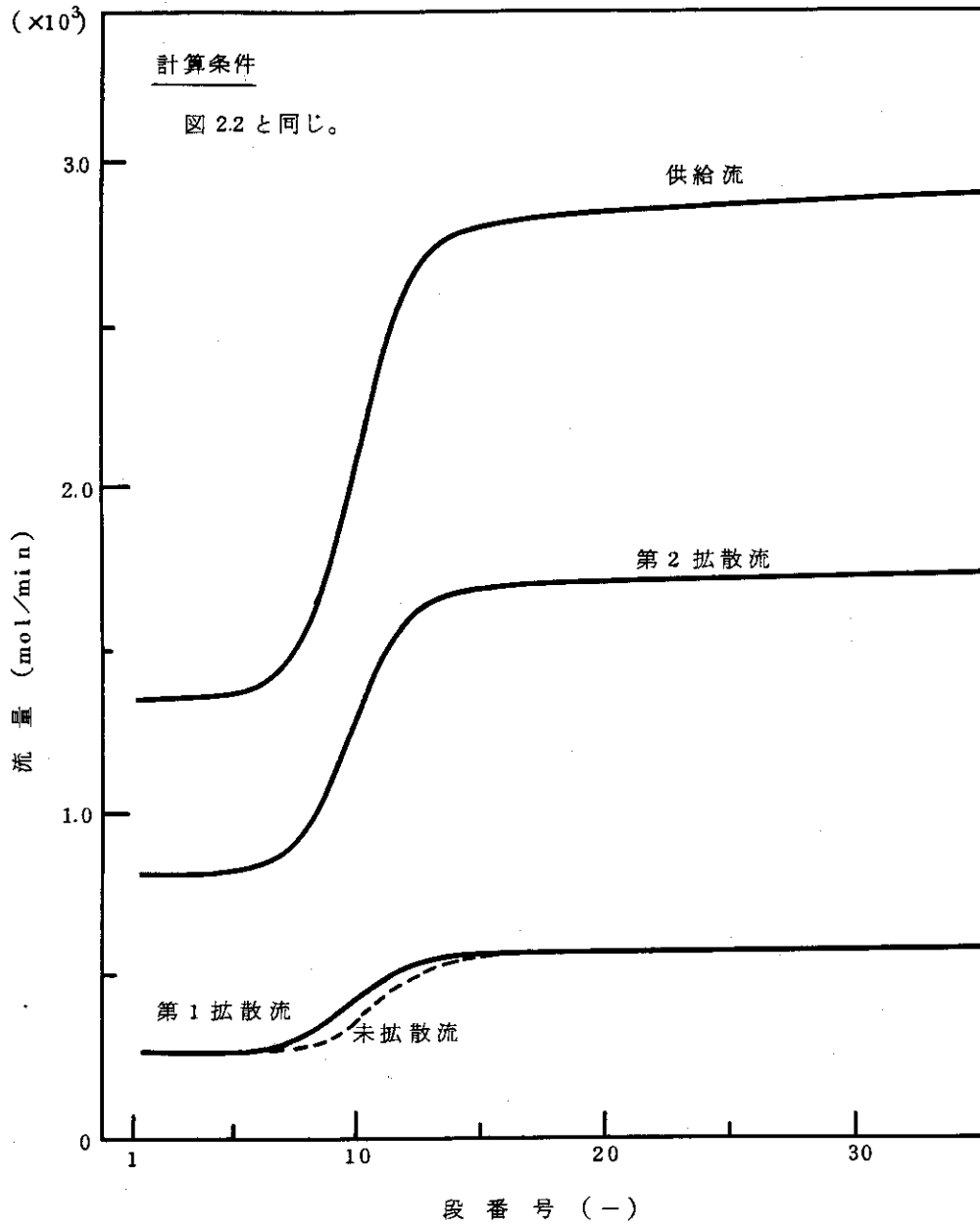


図 2.3 全還流操作における段方向流量分布

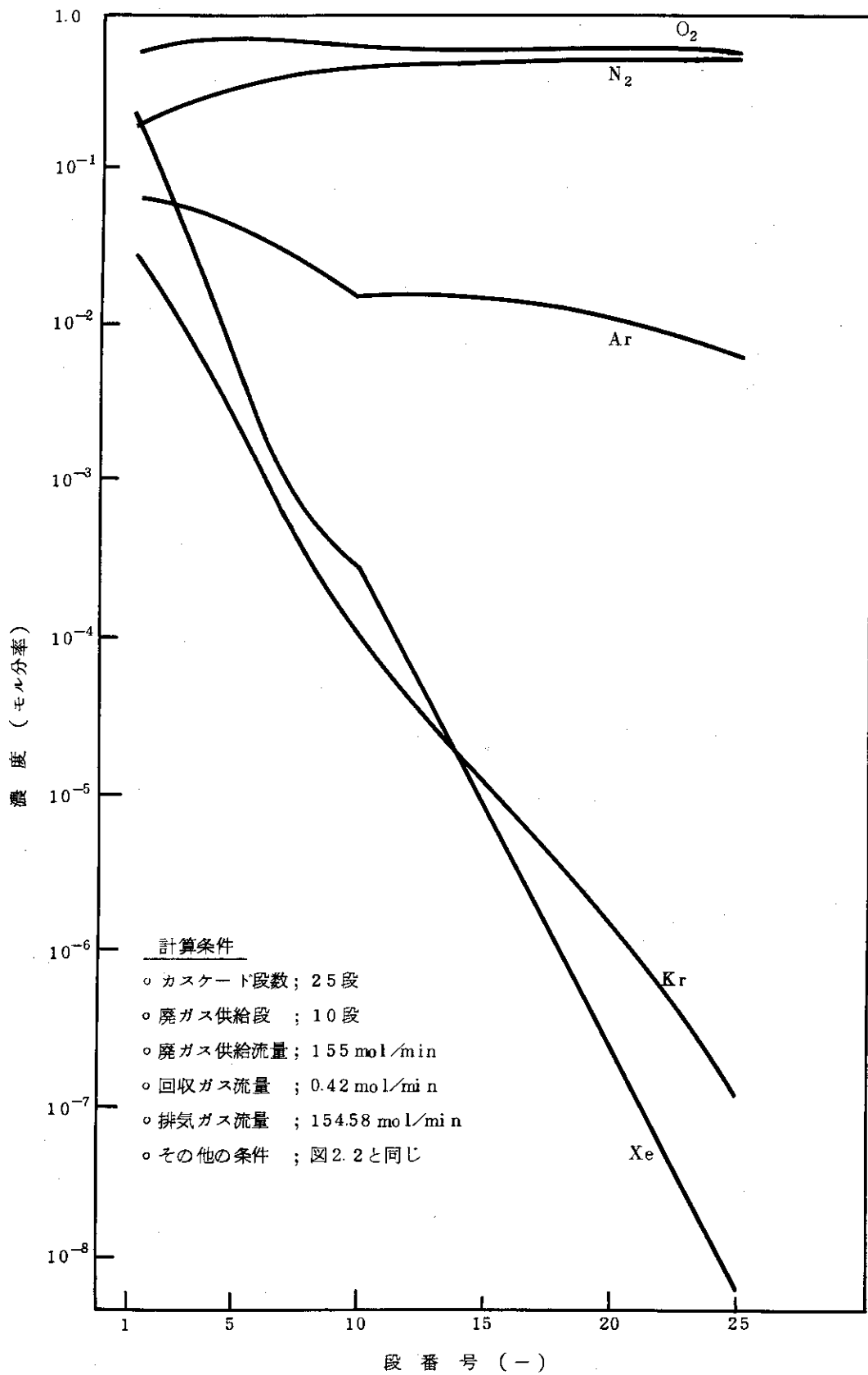


図 2.4 供給・拔出し操作を行った場合の段方向濃度分布

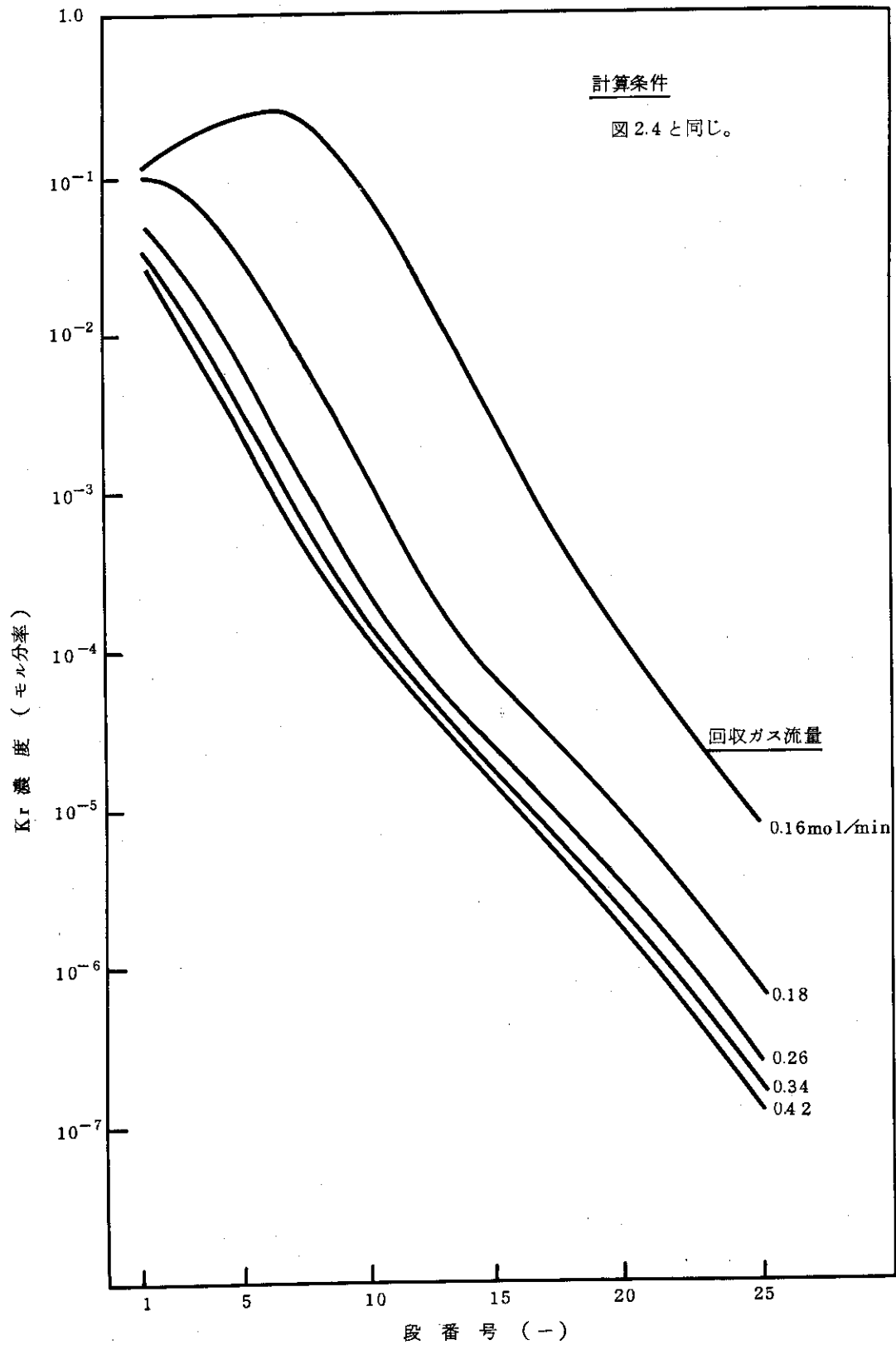


図 2.5 段方向 Kr 濃度分布に及ぼす回収ガス流量の影響

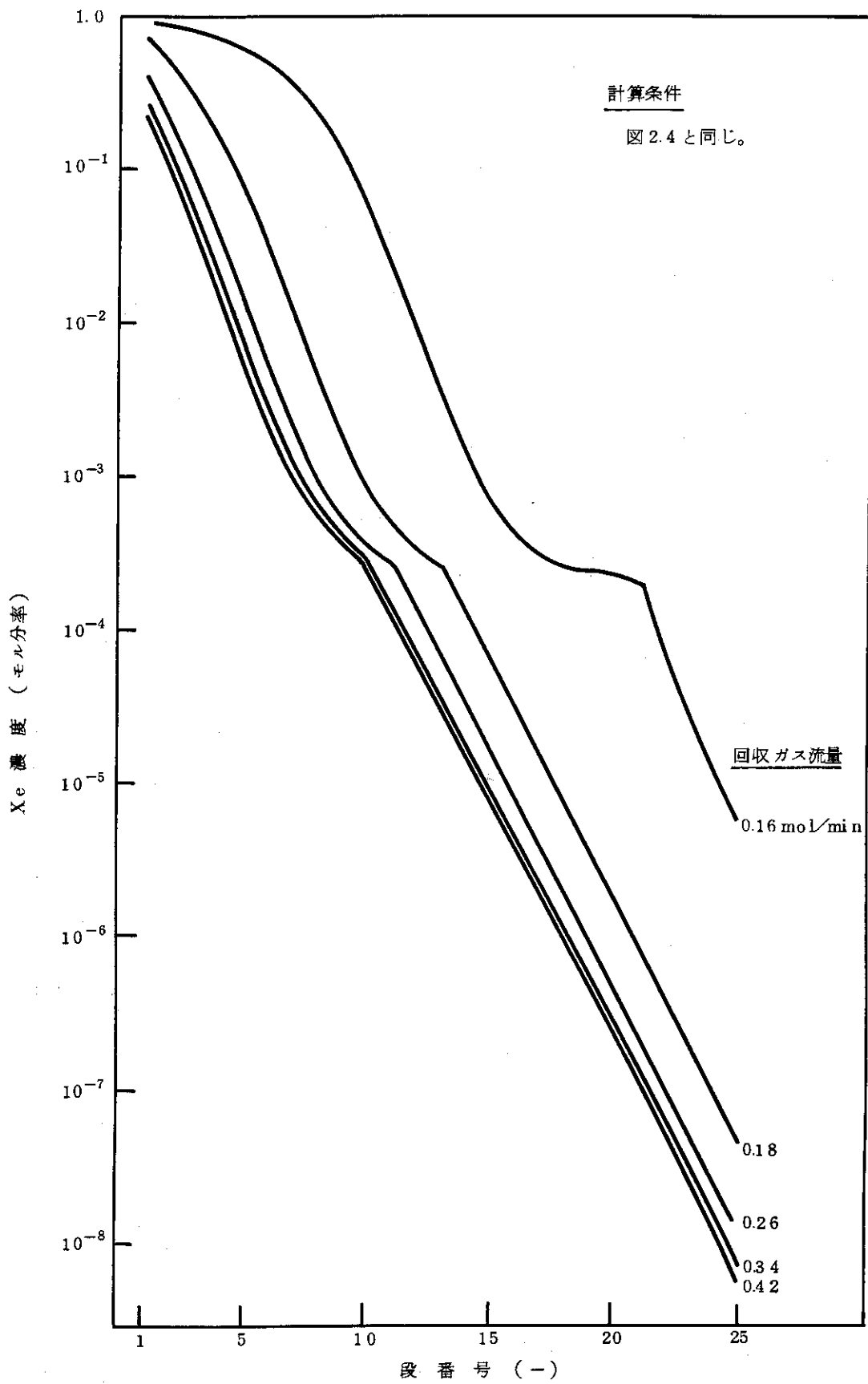


図 2.6 段方向 Xe 濃度分布に及ぼす回収ガス流量の影響

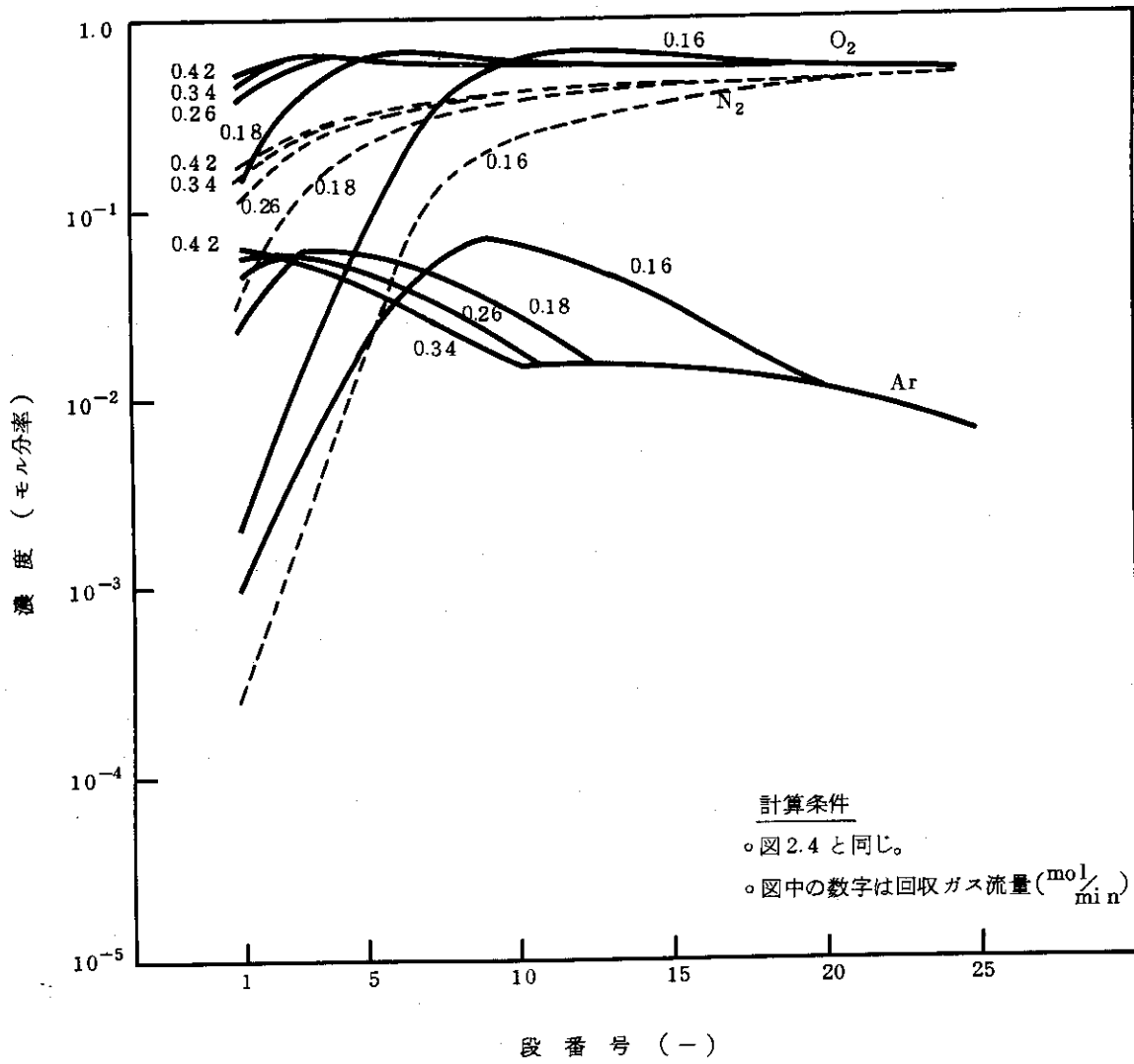


図 2.7 段方向 N_2 , O_2 , Ar 濃度分布に及ぼす回収ガス流量の影響

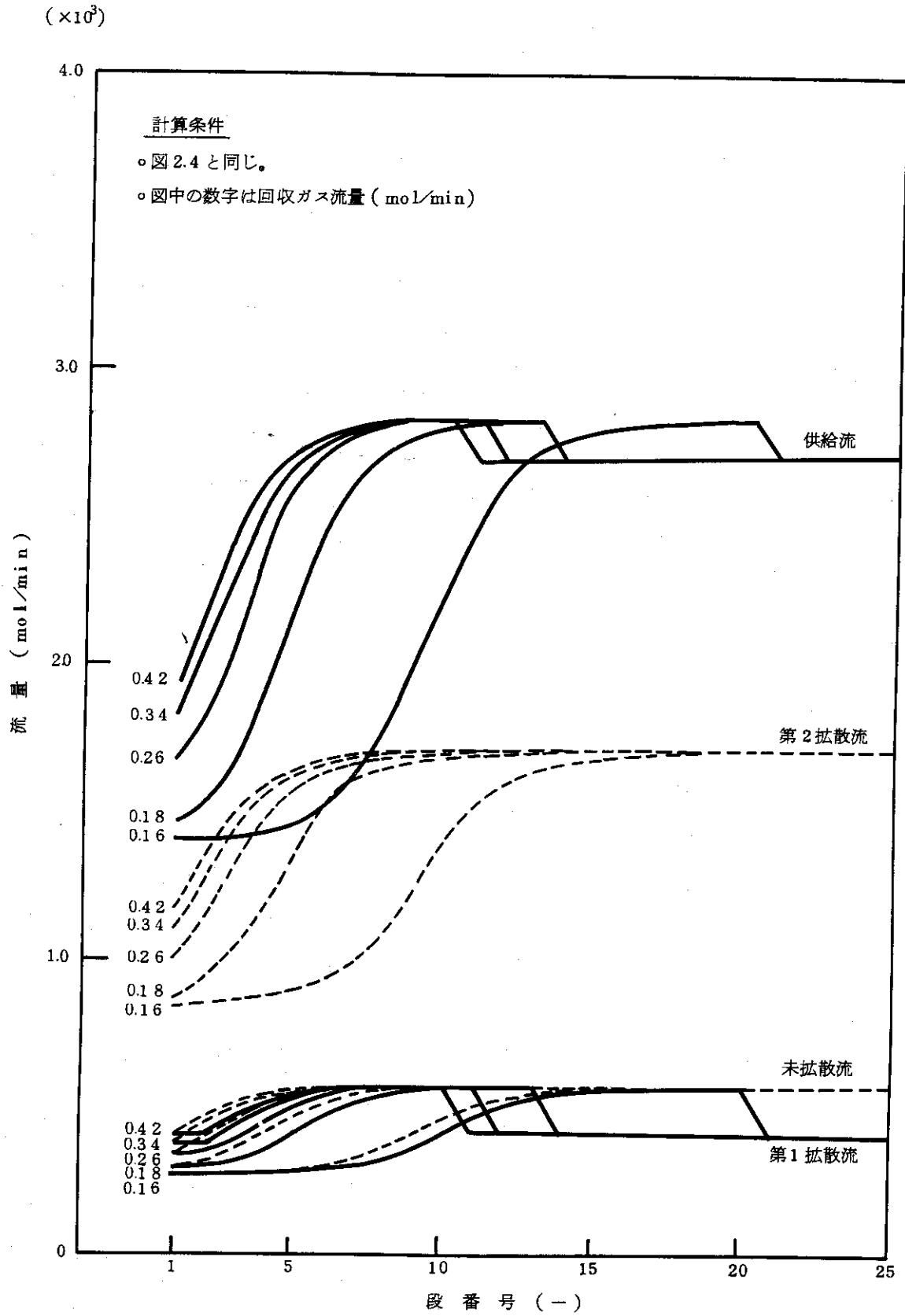


図 2.8 段方向流量分布に及ぼす回収ガス流量の影響

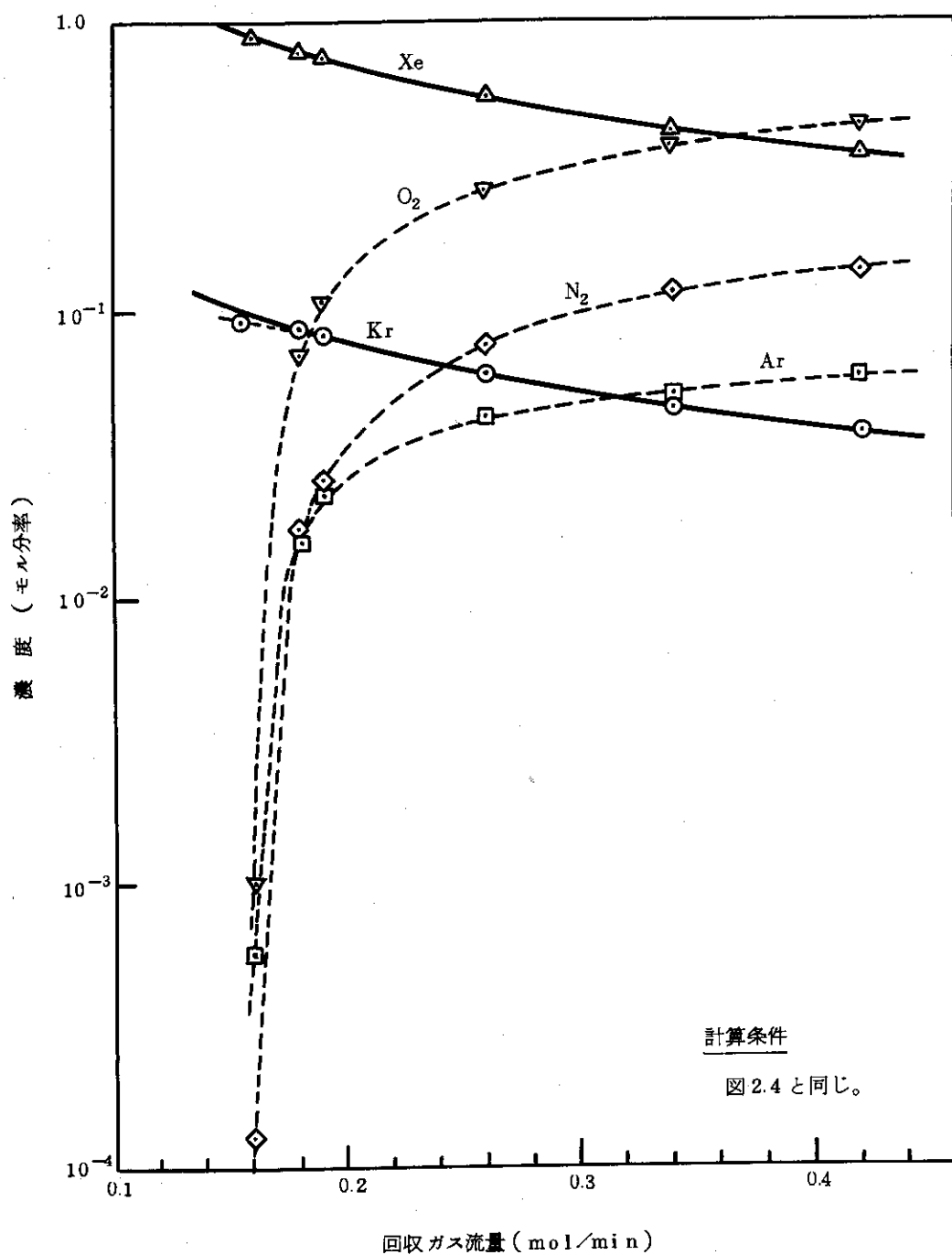


図 2.9 回収ガス流における濃度と流量との関係

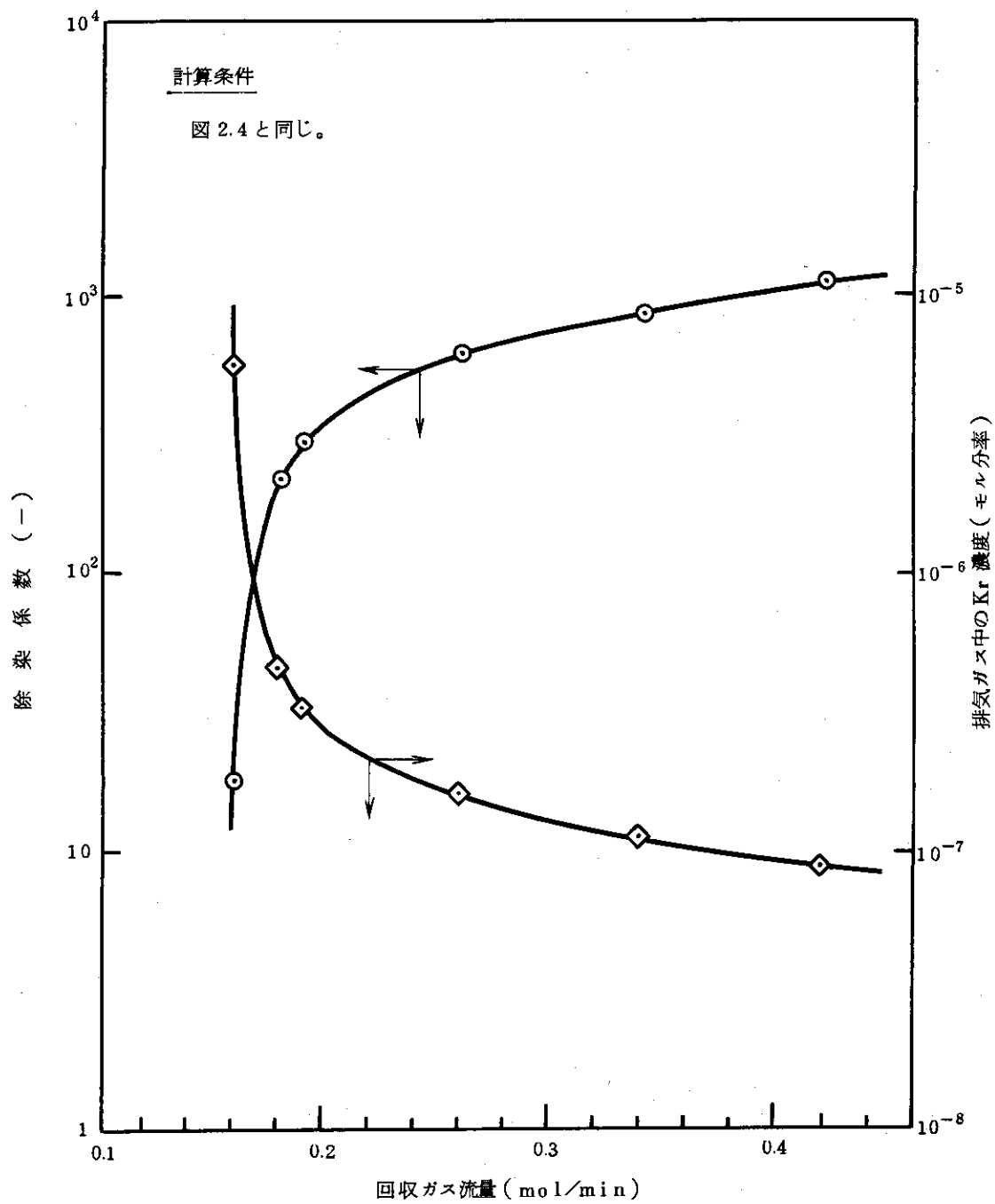


図 2.10 除染係数および排気ガス流中の Kr 濃度と
回収ガス流量との関係

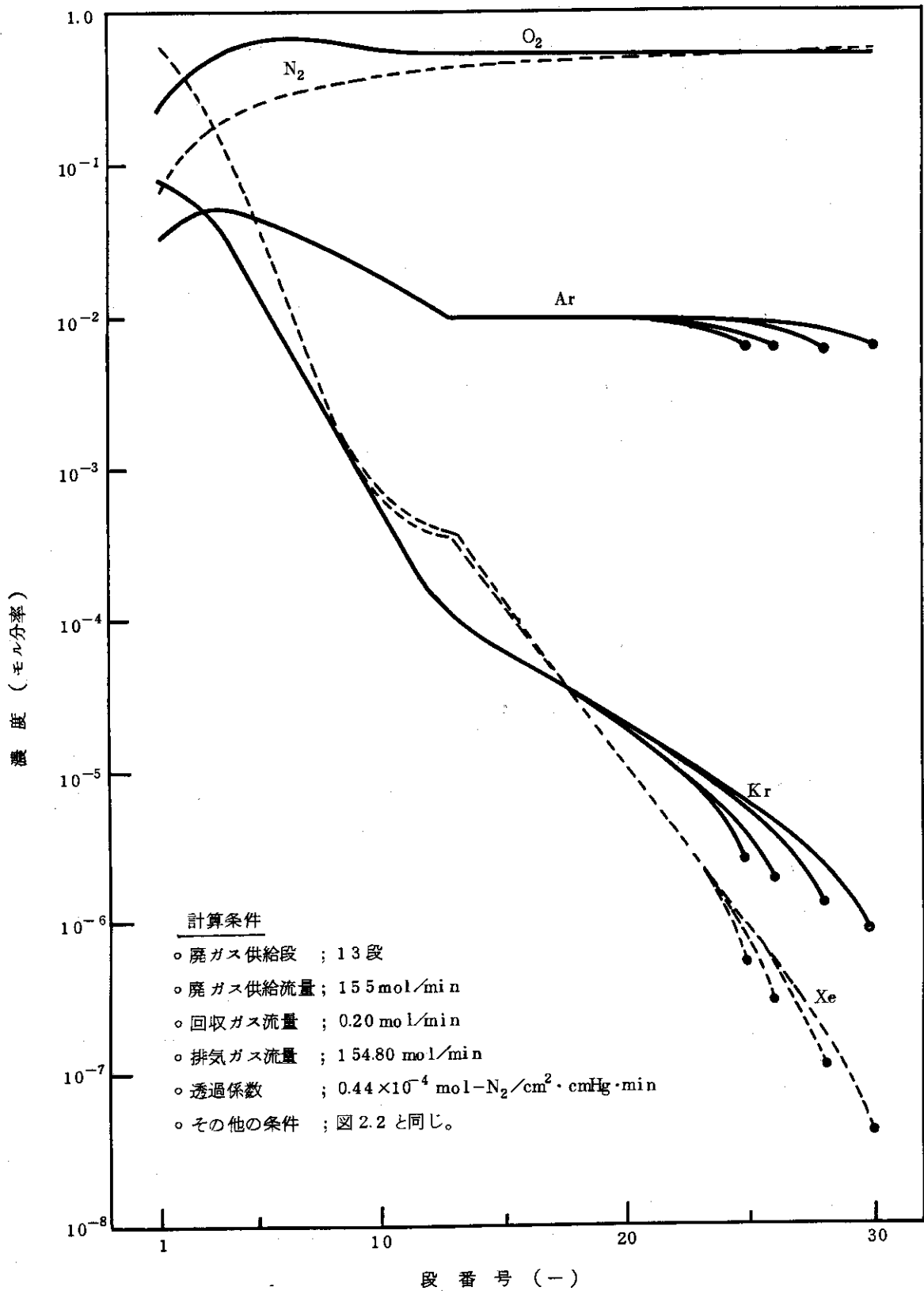


図 2.11 段方向濃度分布に及ぼすカスケード段数の影響

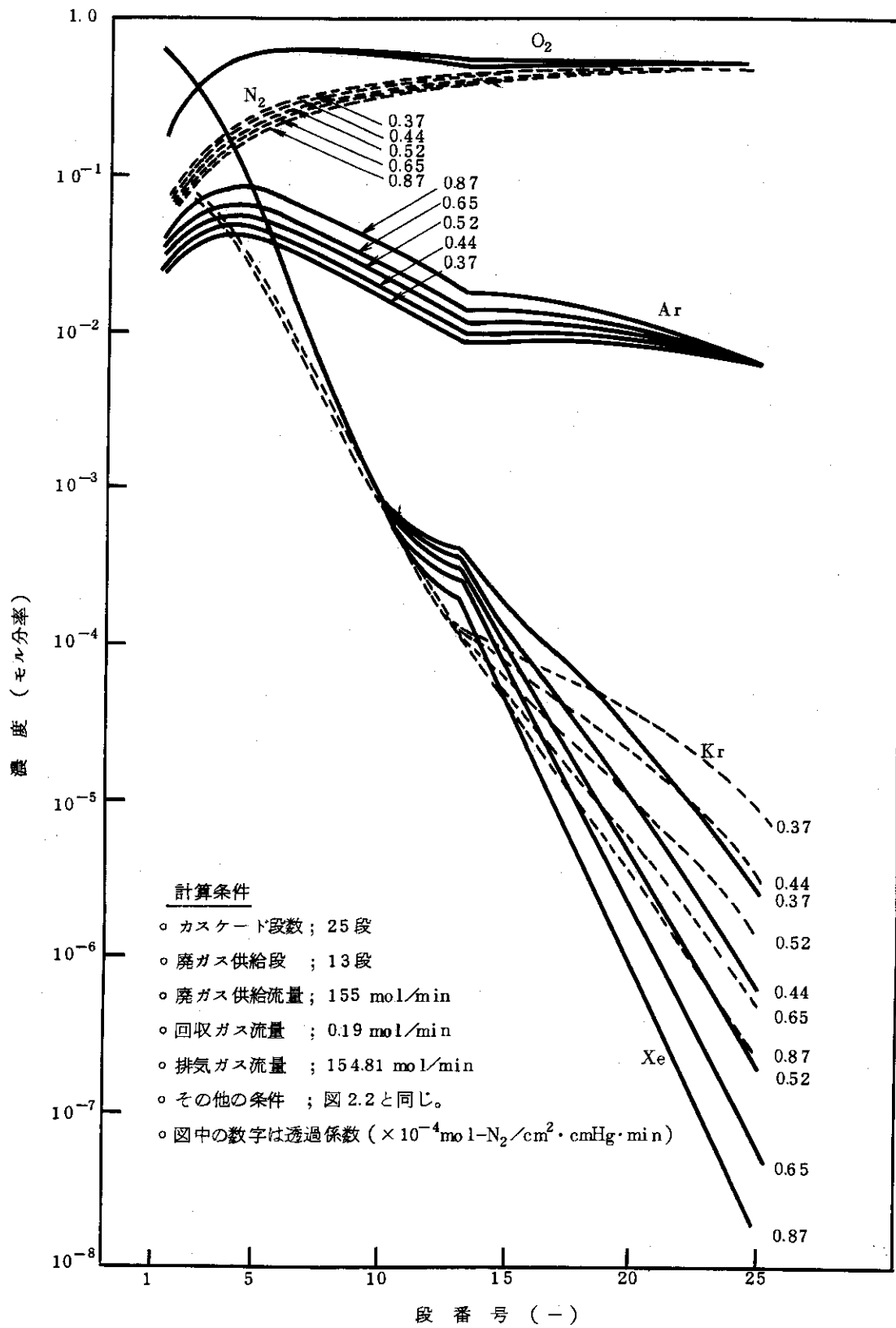


図 2.12 段方向濃度分布に及ぼす透過係数の影響

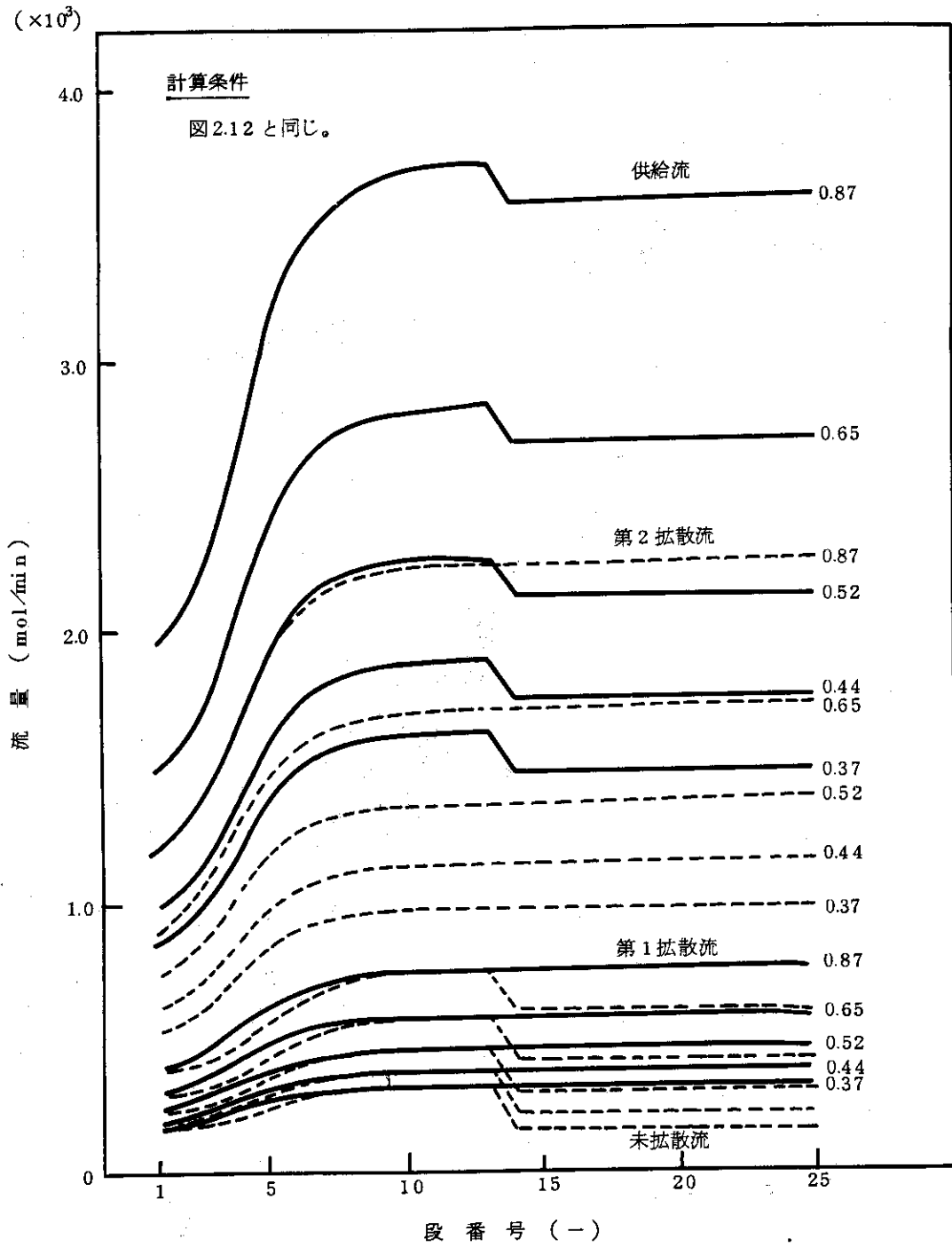


図 2.13 段方向流量分布に及ぼす透過係数の影響

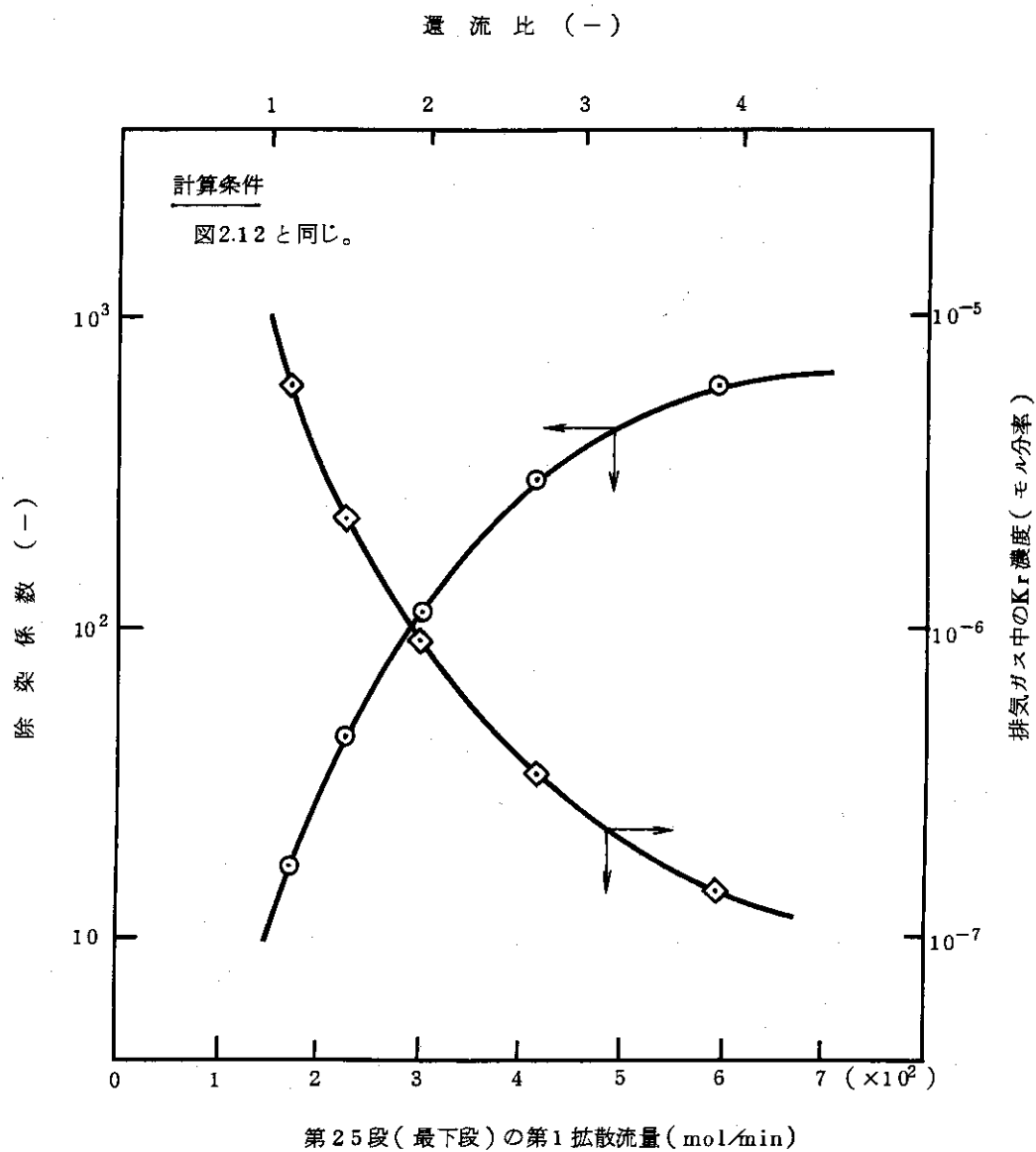
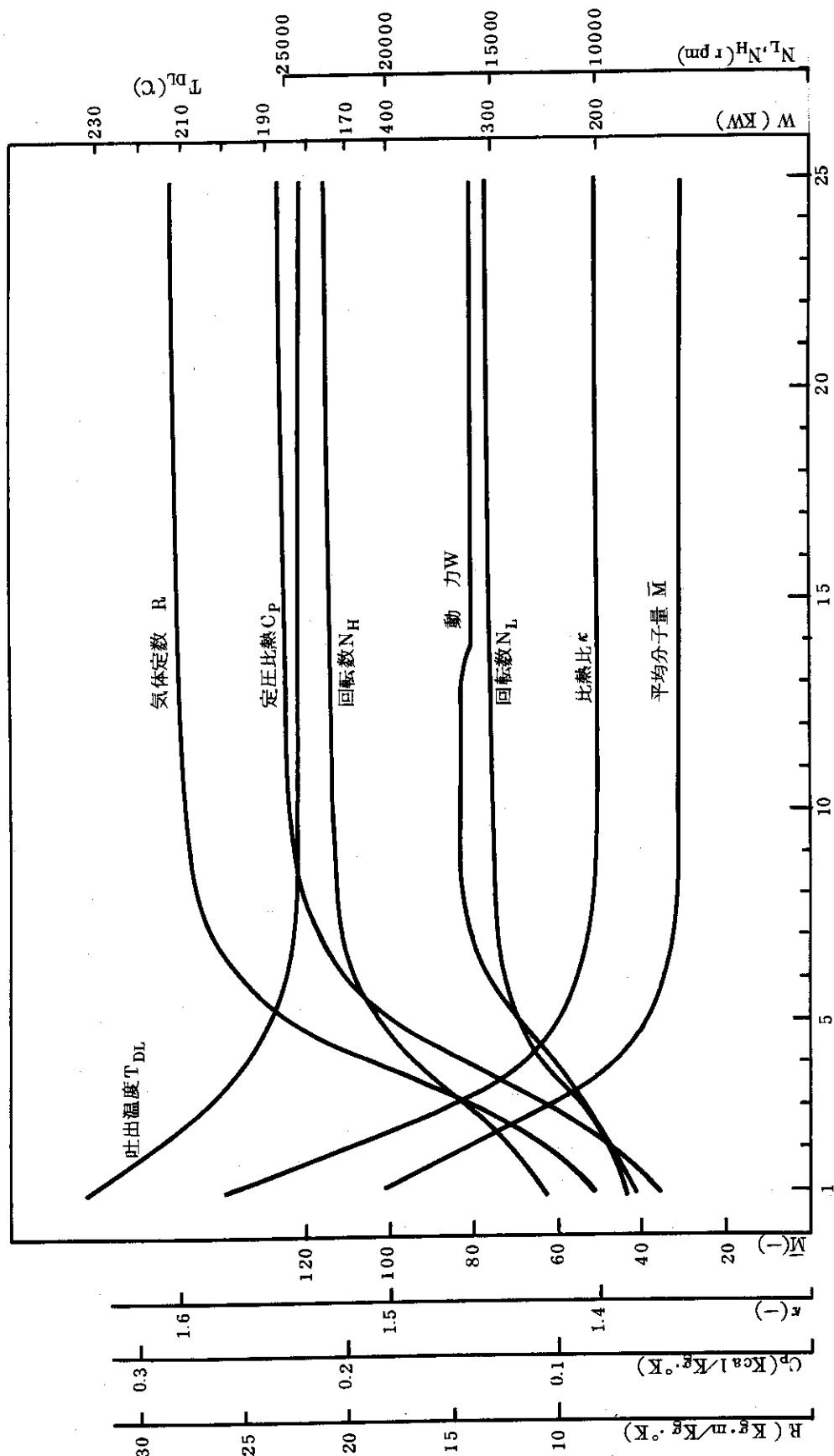


図 2.14 除染係数および排気ガス中の Kr 濃度と
カスケード最下段の第 1 拡散流量との関係



段 番 号 (一)

図 2.15 カスケード 1 段方向の物性値分布ならびに速心型圧縮機の諸元

3. 主要工程のプロセス設計

本章では、クリプトン放出低減化プラントの規模、構成、運転方式を決定する上で基本となる廃ガスの入口条件（流量、組成）を設定し、廃ガス受入系、前処理系、カスケード系、貯蔵系などプラントの主要工程についてプロセス設計を行う。

なお、廃ガス条件の決定に際しては再処理工場のヘッドエンドプロセスの構成および運転条件が必要になるが、ここでは動燃団再処理工場（処理量 0.7 ton-U/day）を参考にした。

3.1 廃ガス条件の設定

3.1.1 使用済燃料¹⁾

廃ガスの流量および組成は、対象とする再処理工場の規模、ヘッドエンドプロセスの仕様と運転条件、使用済燃料の履歴（炉型式、燃焼度、冷却日数、²³⁵Uの濃縮度）によって異なる。

本概念設計では、再処理工場（Purex法）の規模として将来の実用規模と考えられている 1,500 ton-U/yr を想定し、燃料履歴としては BWR（代表的な燃焼度；30,500 MWD/ton）に比して燃焼度の幾分高い PWR 使用済燃料（燃焼度；34,000 MWD/ton，比出力；34 MW/ton，冷却日数；180日，²³⁵U濃縮度 3.3%）を仮定した。

表 3.1 は、以上の条件の使用済燃料中に含まれる核分裂生成物のうち、廃ガス中に混入すると考えられる核種の存在量、放射エネルギーをまとめたものである。

3.1.2 せん断、溶解工程の構成

再処理工場における廃ガスの主な発生源は、使用済燃料のせん断および溶解ならびに Pu 原子価調整の各工程である。発生ガス量は、これらの工程の設計および運転条件により異なる。ここでは、動燃団再処理工場を参考にして、以下のような設備構成および運転方式を仮定した。

- 再処理工場の稼働日数；300日/年
- 溶解槽の処理能力；350 kg/基（臨界設計）
- 燃料のせん断および分配に要する時間；1時間
- 燃料の溶解に要する時間；10時間
- 溶解槽の洗浄に要する時間；3時間

従って、5 ton-U/day の処理を行うためには、下記の構成からなる設備を 4 ライン 必要とする。

- せん断機；1基
- 分配器；1基
- 溶解槽；4基

3.1.3 廃ガス流量および組成の設定

(1) せん断廃ガス

使用済燃料のせん断工程においては、溶解槽からの廃ガスの逆流を防止するために、空気をせん断工程室に供給する。せん断廃ガスは、この空気を主成分とするものである。

いま、せん断機1基当りの空気供給量を $800 \text{ Nm}^3/\text{day}$ (乾量基準)とすると、せん断廃ガス流量は全体で $3,200 \text{ Nm}^3/\text{day}$ となる。

なお、本ガス流量は処理量 5.6 ton-U/day に相当し、12%の過大見積りとなっているが、ここでは、これをプラントの余裕と考えることにする。

(2) 溶解廃ガスおよびPu原子価調整廃ガス

図3.1は、動燃団再処理工場における溶解工程およびPu原子価調整工程の運転条件に基づいて想定したフローシートを示したものである。

この工程の特徴は、硝酸の回収およびPuの原子価調整用として大量の酸素を使用していることである。このうち、溶解操作で使用する酸素は $\text{NO} \rightarrow \text{NO}_2 \rightarrow \text{HNO}_3$ なる反応で大部分が消費されるのに対し、Pu原子価調整槽に吹込まれる酸素はその大部分が廃ガスとして放出される。廃ガス中の微量成分としては、各装置に吹込む計装用空気ならびに溶解槽からの NO_x と揮発性核分裂生成物(I, ^3H , Ruなど)が上げられる。

本工程における廃ガス流量は、約 $1800 \text{ Nm}^3/\text{day}$ と見積ることができる。

(3) 廃ガス流量の設定

以上の検討により、以後の概念設計における廃ガス流量として $5000 \text{ Nm}^3/\text{day}$ (乾量基準)なる値を採用する。なお、廃ガスはアルカリスクラバーを通過することによりほぼ飽和湿度*に達するものと考えられるので、湿量基準における廃ガス流量は $5168 \text{ Nm}^3/\text{day}$ となる。すなわち、クリプトン放出低減化プラントの前処理工程で取扱うべき水分量は、約 135 kg/day である。

次に、せん断工程においてはバッチ運転が採用されるので、廃ガス流量は次のように変動する(図3.2参照)。

(a) 最大流量(せん断廃ガスが流れているとき; 1日当り16時間);

$275 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (乾量基準)

$284 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (湿量基準)

(b) 最小流量(せん断ガスが流れていないとき; 1日当り8時間);

$75 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (乾量基準)

$78 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (湿量基準)

(4) 廃ガス組成の設定

本概念設計において対象とする廃ガスの組成は、表3.1に示した核分裂生成物の生成量および前項で設定した廃ガス流量から、表3.2のようになる。ここで、使用済燃料中に含まれる核分裂生成物の廃ガス中に混入する割合は、動燃団再処理工場で採用している次の値を使用した。

°	Kr, Xe	100%
°	I	1.1%

* 25°Cにおける飽和湿度 $0.02 \text{ kg-H}_2\text{O}/\text{kg-air}$ を使用する。

○ ^3H	25 %
○ Ru (揮発性)	10^{-6} %

窒素酸化物 (NO_x) は、溶解廃ガス中に含まれるものであり、アルカリスクラバー通過後において 1,000 ppm 程度になるものと推定される。即ち、廃ガス中には $1,768 \text{ Nm}^3/\text{day} \times 0.001 = 1.77 \text{ Nm}^3/\text{day}$ の割合で放出されることになる。

また、せん断工程で使用する空気の組成 (vol %) は、 N_2 (78.03)、 O_2 (20.99)、Ar (0.933)、 CO_2 (0.030)、 H_2 (0.01)、Ne (0.0018)、He (0.0005)、Kr (0.0001)、Xe (0.00001) とした。

3.2 廃ガス受入系

再処理工場より送られる廃ガスの流量は、図 3.2 から分るように、一定ではない。本系統は、廃ガスを一時貯留して、後の工程に一定流量で供給するためのものであり、廃ガス受入槽、廃ガス圧縮機などで構成される。また、プラントの一部が故障した場合に備えて、廃ガス 1 日分の貯留機能も有している。

3.2.1 廃ガス受入槽

受入槽の容積、基数および安全性を考慮してプラントの故障時における貯留圧力を $10 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ (40°C) とすると、1 日分の廃ガスを貯留するのに必要な受入槽の容積は 593 m^3 となる。従って、容積 60 m^3 の受入槽を 10 基設置すれば充分である。

3.2.2 廃ガス圧縮機

せん断-溶解設備 (4 ライン) の運転を 1 ラインづつ順次行いものとする、廃ガス受入系に流入する廃ガス流量は大きく変動する。すなわち、図 3.2 から分るように、1 日の運転において、廃ガス流量は $284 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (4 hr) および $78 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (2 hr) と交互に変化する。

従って、最大流量時における廃ガスの 1 部 (定常供給流量との差) を受入槽に貯え、最小流量時にこれを使用することにより、後の工程への供給流量を一定 ($215 \text{ Nm}^3/\text{hr}$) に保持する必要がある。

受入槽に貯えられる廃ガス量は、 $(284 - 215) (\text{Nm}^3/\text{hr}) (4) (\text{hr}) = 278 \text{ Nm}^3$ であり、これに要する受入槽は 5 基 (300 m^3) となる。従って、受入槽を効率的に使用するためには、受入槽 5 基を 1 組として 2 つのブロックに分けておくのが便利である。

定常供給用の廃ガス圧縮機としては、前処理系への供給圧力を $1.5 \text{ Kg/cm}^2\text{A}$ とすると、次の関係を満足する吐出圧 P_d が必要である。

$$300 \times \frac{P_d - 1.5}{1.0} \geq 278 \times \frac{273 + 40}{273}$$

すなわち、 $P_d \geq 2.6 \text{ Kg/cm}^2\text{A}$

従って、本圧縮機の仕様は、吐出圧力 $2 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ (圧縮比 3)、流量 $4.73 \text{ Nm}^3/\text{min}$ とすればよい。

3.2.3 非常用廃ガス圧縮機

3.2.1の検討より、非常用圧縮機としては、圧縮比11、吐出圧力 $10 \text{ Kg/cm}^2\text{G}$ の圧縮機1基が必要である。

3.3 前処理系

本系統は、プラントの主工程である第1カスケード系の運転に悪影響を及ぼす成分ならびにカスケード系において分離することが難しい成分を前以って除去するためのものである。従って、対象となる成分に応じて、特別の除去装置が必要となる。

ここでは、問題になると考えられる成分について検討するとともに、その除去法を選定する。

3.3.1 問題となる成分とその除去法

(1) 酸素(O_2)^{21~24)}

酸素は放射線的作用によりオゾン(O_3)を生成するため、液化蒸留法や活性炭吸着法(低温)などのようにオゾンの蓄積しやすいプロセスでは、前処理系において酸素除去が行われる。

一方、多孔質隔膜法によるカスケードは常温・常圧で運転され、しかも酸素およびオゾンは希ガスに比して軽分子量のガスであり、カスケードの排気側に分離される。また、カスケード内におけるオゾンの生成および分解のG値はそれぞれ6~30および5000程度であり、オゾンの濃度は約10 ppm程度となる。従って、カスケードにおいてはオゾンによる爆発(ガス状オゾンの爆発限界は約10%前後である²¹⁾)の恐れがなく、前処理系に酸素除去装置を設ける必要はないと考えられる。

(2) 水蒸気(H_2O)

再処理工場からの廃ガスはアルカリスクラバーを通り、ここでガス中の水分は飽和湿度(25℃)に達するものと考えられる。廃ガス中に含まれる水蒸気は、前処理系のHEPAフィルター、ヨウ素吸着塔などの性能を低下し、さらに乾燥塔(モレキュラーシーブ塔)の所要吸着容量を増大させるので、予め除去する必要がある。また、凝縮性のガスはカスケード内の隔膜細孔内に凝縮し、その分離性能に影響を及ぼすので、水蒸気はできる限り除去することが望ましい。

そこで、前処理系全体の除湿能力として、第1カスケード系入口における廃ガス中の水蒸気分圧を1 Torr以下(露点-20℃以下)に下げることが目標とした。装置としては、前処理系入口部にデミスター等を設けるとともに、トリチウム水除去用の乾燥塔(モレキュラーシーブ塔)を兼用することにした。

(3) 窒素酸化物(NO_x)²⁵⁾

溶解工程のアルカリスクラバーを通過した廃ガス中には、窒素酸化物〔 NO_x 、大部分は NO_2 (N_2O_4)の化学形〕が約350 ppm含まれており、その一部分は水蒸気と反応して硝酸ガス(HNO_3)になっているものと考えられる。これらの成分は、腐食性が高く、しかも凝縮性であるので、機器類構成要素の腐食および隔膜分離性能の低下などの悪影響を及ぼす。また、第1カスケード系により希ガス回収側に濃縮され貯蔵容器内に混入する恐れが大きいので、前処理系において除去する必要がある。

窒素酸化物の代表的な除去方法としては表 3.3 に示す各方法が知られているが、ここで対象とする廃ガスは NO_x 濃度が希薄であり、しかも大量の酸素（廃ガス中の約 47%）を含んでいることから、 NH_3 還元法が適していることが分かる。この方法は、近年産業廃ガス中の NO_x 除去法として研究が進んでいるものであり、効率的な還元反応を行うために種々の触媒が開発されている。

ここでは、高酸素濃度下の雰囲気ガスにおいて微量の NO_x を効率よく分解できる Ti 系触媒を用いることにした（操作温度 350°C 、アンモニア添加量 $\text{NH}_3/\text{NO}_x = 1.0$ の割合、空間速度 $\text{SV} = 10,000 \text{ hr}^{-1}$ の条件で、99% の反応率が得られる）。本反応により NO_x は N_2 と H_2O に分解され、未反応の NO_x および NH_3 は数 ppm 以下になる。生成した水蒸気は極微量であり、乾燥塔で除去される。

(4) ヨウ素 (I)

ヨウ素は、空気成分よりも分子量が大きいので、第 1 カスケード系では回収ガス側に濃縮され、排気側（大気）に放出されることはない。しかし、ヨウ素は粒子状になり易く、かつ吸着性が高いため、カスケード内の隔膜に付着し（廃ガス中の全ヨウ素量 4.59 kg/yr 、放射エネルギー 3.68 Ci/yr ）、その分離性能を低下させるとともに機器類の保守時の作業性を悪くすると考えられる。このような理由から、ヨウ素は前処理系において除去することが望ましい。

前処理系に導入される廃ガスは、溶解工程のアルカリスクラバーで一次処理がなされている。従って、ヨウ素としては単体のものは少なく、有機ヨウ素がかなりの割合で存在すると考えられる。

この有機ヨウ素の除去法としては、銀ゼオライト、浸漬活性炭、触媒酸化などの方法が上げられる（表 3.3 参照）⁴⁾。3 方法を比較すると、次のようになる。

- ① 銀ゼオライトは、不燃性であり高い除染係数とヨウ素保持能力を有するが、高価である。しかし、この場合には、吸着すべきヨウ素量（ 4.59 kg/yr ）および銀ゼオライトの所要量（約 40 kg/yr ）が少ないので、経済的にはあまり問題とならず、最も望ましい方法と考えられる。
- ② 浸漬活性炭は、亜硝酸による発火の恐れや炭酸ガスの影響といった不安定要素があり、運転操作上あまり好ましくない。
- ③ 触媒酸化法は、ヨウ素除去能力、安全性および触媒価格の面で優れているが、操作温度が比較的高く（ $150 \sim 500^\circ\text{C}$ ）、しかも分解生成物の除去工程が銀ゼオライト法に比べて複雑になることから、それほど経済的な方法ではないと考えられる。

以上の点を考慮して、ヨウ素除去工程には銀ゼオライト法を採用する。表 3.4 は、銀ゼオライト法（AgX）のヨウ素除去率を示したものである。これより、除染係数として 1,000 なる値を期待できることが分かる。

なお、除染係数を 1,000 とした場合、第 1 カスケード系に流入するヨウ素は 4.59 g/yr 、隔膜にその全量が付着するとしても $3.06 \text{ mg/m}^2 \cdot \text{yr}$ となり、隔膜の分離性能への悪影響は無視できるものと考えられる。

(5) トリチウム (^3H)

廃ガス中に含まれるトリチウム（ 900 Ci/day ）がそのまま第 1 カスケード系に導入される

場合、その大部分は空気成分とともに排気ガス側に分離され、スタックから放出される。トリチウムの環境への放出についても、できる限り低減化することが望ましいので、前処理系において除去するものとする。

トリチウムの除去法²⁶⁾としては、表 3.3 に示したように、トリチウムガスを触媒酸化反応によりトリチウム水に転換し、これをモレキュラーシーブ等により吸着除去する方法が一般的である。本方法のトリチウム除去率は、触媒反応器の転換率および乾燥塔の吸着率により左右される。転換率は、Pt-Al₂O₃系、Pd-Al₂O₃系の触媒を用いることにより、ほぼ100%に近い値が得られる。ここでは、(3)で述べたNO_x除去装置からの未反応のNO_x、NH₃をトリチウム、水素とともに転換するために、Pt-Al₂O₃系触媒を採用した。一方、乾燥塔の水分除去率は、運転条件およびモレキュラーシーブの再生条件により大きく異なる。ここでは、乾燥塔の操作温度は入口側にクーラーを設けることにより10℃とし、モレキュラーシーブの再生温度は300℃とした。また、乾燥塔は2組設置し、吸着-再生操作を交互に行えるようにした。

以上の方法により、乾燥塔の入口および出口における露点がそれぞれ10℃および-60℃とした場合の水分除去率は、

$$1 - \frac{\text{出口露点含水率}}{\text{入口露点含水率}} = 1 - \frac{6.633 \times 10^{-6} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-廃ガス}}{7.629 \times 10^{-3} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-廃ガス}}$$

$$= 0.99913$$

即ち、乾燥塔における水分除去率は99.9%以上となる。トリチウム水も同じ割合でモレキュラーシーブに吸着されるので、トリチウムの除染係数は 1.15×10^3 となる。このとき、第1カスケード系を通じて排気ガス側に排出されるトリチウム量は0.9Ci/day、排気ガス中のトリチウム濃度は $1.8 \times 10^{-4} \mu\text{Ci/cc}$ （許容値の約100倍）となるので、排気ガスをさらに希釈するために、本プラントでは排気ガスを再処理工場スタックに送ることになっている。

(6) ルテニウム (Ru)

廃ガス中のルテニウム量は36 mg/yr (7.2 Ci/yr) と非常に少なく、全量が除去されずに第1カスケード系に導入されても、隔膜の分離性能には悪影響を及ぼさないと考えられる。しかし、保守作業時における被曝防止を考慮して、前処理系において除去するものとする。

粒子状ルテニウムはHEPAフィルターで除去できるが、揮発性ルテニウムについては、表 3.3 に示したように、シリカゲル又はHZO-1 (Hydrous Zirconium Oxide Gel) による吸着法⁴⁾が有効であることが知られている。表 3.5 は、両法のルテニウム除去性能を比較したものである。ここで対象とするようなルテニウム濃度が極めて小さい廃ガス ($2.4 \times 10^{-11} \text{ g-Ru/l}$) に対する除去性能は未知であるが、ルテニウム濃度が小さいほど除去率が向上する傾向がみられることから、吸着材としてHZO-1を使用することにする。この場合でも、1,000程度の除染係数は期待できよう。

HZO-1は、露点温度のガスを流した場合ケーキを作りやすいこと、高価であることが欠点として指摘されているが、ここでは乾燥塔の後流側にRu吸着塔を設置することならびにシリカゲルに比べて吸着塔容量が少なくすむことから、これらの欠点を補っている。

* 許容濃度 { 空気中 $2 \times 10^{-6} \mu\text{Ci/cm}^3$
 { 水中 $2 \times 10^{-2} \mu\text{Ci/cm}^3$

(7) 微粒子

微粒子を除去するためのHEPAフィルター(0.3 μ , 99.9%除去)およびHEPAフィルターの寿命をのばすためのプレフィルターを設置する。

このフィルターは、前処理系の入口と出口に設け、フィルター交換作業を考慮して2系列設置する。

3.3.2 主要構成機器の配列

主要構成機器は、フィルター(プレフィルター+HEPAフィルター)、ヨウ素吸着塔(銀ゼオライト, AgX), NO_x分解塔(Ti系触媒, NH₃添加)*, 酸素・水素結合器(Pt-Al₂O₃系触媒)*, 乾燥塔(モレキュラーシーブ), Ru吸着塔(Hydrous Zirconium Oxide Gel, HZO-1), フィルターの順に配列する。

入口フィルターの水分による目詰まりを防止するため、その前部には加熱器を設ける。フィルターの最高使用温度は130℃であるが、安全を考慮して設定温度は100℃とする。ヨウ素吸着塔は、比較的温度が高く、湿度の低い場所に設けるのが望ましい。また、他の構成機器のヨウ素による汚染を防ぐためにも、前処理系の前部に設置すべきであると考えられる。そこで、ヨウ素吸着塔は、フィルターの直後に配置することにした。

NO_x分解塔, 酸素・水素結合器, 乾燥塔, Ru吸着塔は、その使用目的, 操作条件から、上記の順序になる。

前処理系における構成機器の操作温度は、100℃(加熱器, フィルター)~350℃(NO_x分解塔, 酸素・水素結合器)~10℃(乾燥塔; 低温の方がよい)~常温(Ru吸着塔; 温度による影響は顕著ではない)のように分布している。従って、これに必要な加熱器, 冷却器を設けるとともに、その中間には熱回収のための熱交換器を設置する。

操作圧力については、前処理系においては全般的にKr濃度が低く、通常の漏洩基準で機器, 配管系の製作を行えば、ガス漏洩は大きな問題とはならないものと考えられる。また、前処理系では充填塔形式の装置が多く、これらの圧力損失を考慮して、前処理系入口圧力を1.5 kg/cm²A, 系全体は正圧で運転することにした。

3.4 第1カスケード系

3.4.1 除染係数

40 CFR 190 (1976) の勧告によれば、1983年以降における核燃料サイクル全体からの⁸⁵Krの放出量は次の値を目標とすることになっている。

$${}^{85}\text{Kr}; 5 \times 10^4 \text{ Ci/GWe} \quad (1 \text{ GWe} = 35 \text{ ton-U})$$

⁸⁵Krの放出のすべてが再処理工程から生ずると考えて(使用済燃料中の⁸⁵Krは100%廃ガス中に含まれるとしている), 本プラント(1500 ton-U/yr)で許容される⁸⁵Kr放出量を求めると,

* 装置設計では、NO_x分解塔と酸素・水素結合器を一体構造とし、窒素酸化物水素反応塔という名称にしている。

$$\begin{aligned} \text{許容 } ^{85}\text{Kr 放出量} &= (5 \times 10^4 \text{ Ci/GWe}) \times \left(\frac{1500 \text{ ton-U/yr}}{35 \text{ ton-U}} \right) \times \left(\frac{1}{10} \right) \\ &\cong 2 \times 10^5 \text{ Ci/yr} \end{aligned}$$

ここで、安全係数として 1/10 なる値を採用している。使用済燃料中に含まれる ^{85}Kr は $1.13 \times 10^4 \text{ Ci/ton-U}$ (表 3.1) であるから、年間では $1.13 \times 10^4 \times 1500 = 1.695 \times 10^7 \text{ Ci/yr}$ の ^{85}Kr が廃ガス中に流入してくる。従って、所要の除染係数 (DF) は、

$$\text{DF} = \frac{1.695 \times 10^7}{2 \times 10^5} = 85 \cong 100$$

となる。

3.4.2 運転条件

(1) 高圧側圧力

カスケード高圧側の圧力は負圧に設定し、廃ガスの系外への漏洩を防止する。このために、拡散筒高圧側の圧力は 700 Torr とする。大気との差 60 Torr は、①供給流系の圧力調整弁が機能しなくなり、供給流量が大幅に増して系内圧力が上昇した場合、②抜き出し流量を一時的に止めたような場合、③圧縮機のヘッドが上昇した場合、にも大気圧を越えないための余裕とする。

(2) 低圧側圧力

拡散筒の透過流量は隔膜前後の圧力差に比例することならびに高圧側と低圧側との圧力比が大きいほど分離係数が向上することから、低圧側圧力は低い方が望ましい。しかし、このことは圧縮機に要求される圧力比を増すことを意味し、圧縮機の容量、消費電力の増大をきたすことになる。即ち、低圧側圧力は、圧縮機コストと隔膜コストの関係やカスケード段数などによって決定されるものである。本設計では、これらを考慮して、圧力比を 7、低圧側圧力 100 Torr とし、この前後の圧力比の圧縮機コストについて比較してみた。

(3) 運転温度

多孔質隔膜法の大きな特徴として常温操作であることが上げられる。本設計では、カスケード内のガス温度を圧縮機クーラーの冷却水供給温度 (夏期 30°C) より 10°C 高い 40°C とする。

3.4.3 カスケード構成

(1) 拡散筒

2 分割型拡散筒とし、分割比 (第 2 拡散流量 / 第 1 拡散流量) は 3 とする。

(2) 隔膜面積

全段同一面積とし、 $60 \text{ m}^2 / \text{段}$ とする。

(3) カスケード段数

カスケード計算に基づき、25 段とする。

(4) 流量

廃ガス供給流量を 155 mol/min とする。このとき回収ガス流、排気ガス流の流量は、それぞれ 0.190 mol/min 、 154.81 mol/min である。

3.4.4 配管構成

(1) プロセス配管

a) 廃ガス供給配管

廃ガス供給槽からの廃ガス供給配管は、カスケードの運転操作に幅を持たせるために各段の圧縮機（低圧圧縮機と中間冷却器との間）に接続されているが、定常運転時には第13段への配管のみを使用する。

b) 排気ガス流および回収ガス流の抜き出し配管

排気ガス流の抜き出し配管は、25段目の故障時を考慮し、予備として24段目にも接続しておく。本プラントの高い安全性から考えて、この2段だけに接続しておけば充分と考えられる。

回収ガス流の抜き出しについても、1段目と2段目（予備）に接続する。

c) 各段の配管

拡散筒を出た未拡散流、第1拡散流は、通常時それぞれ前段、後段へ送られるが、一段のみでも運転できるように各々自己段へ戻る配管を設置しておく。これは、その段を系内に組み入れる場合に、圧力変動（特に低圧側）や濃度変化を少なくするためである。

未拡散流は圧力損失が少ないため高圧圧縮機吸込側に接続し、低圧圧縮機を通さないことにより消費電力の節減をはかっている。高圧圧縮機出口と低圧圧縮機吸込の間にはバイパス配管を設け、流体の密度変化や流量減少時に圧縮機がサージングを起さないように考慮している。

(2) シールガス系への排気ガス流供給

圧縮機軸シールガスとして乾燥空気を供給する必要があるが、ここではこれを排気ガス流で代用し、乾燥空気の消費を少なくしている。

このシールガスは供給量の $\frac{1}{2}$ がカスケード系内に入り、 $\frac{1}{2}$ が外部へ漏れ出るように制御する。排気ガス流は ^{85}Kr が除去されたガスであるため、特に問題となることはない。

(3) 除染係数

a) 供給ガス ^{85}Kr

表3.1より、 $56,500 \text{ Ci}/24 \text{ hr} = 2,350 \text{ Ci}/\text{hr}$ 。

b) 排気ガス流 ^{85}Kr

排気ガス流中の全クリプトン量は、25段目の第1拡散流モル分率と排気ガス流流量から、 $(0.895 \times 10^{-6})(154.81 \times 60) = 8.31 \times 10^{-3} \text{ mol}/\text{hr}$ となる。

クリプトンの放射能は、表3.1より $2500 \text{ Ci}/\text{mol} - \text{Kr}$ であるから、排気ガス流 ^{85}Kr は $(8.31 \times 10^{-3})(2500) = 21 \text{ Ci}/\text{hr}$ となる。

従って、除染係数DFは $2350/21 = 112$ となり、3.4.1項の所要除染係数を満足している。

3.4.5 カスケードの起動方法

カスケード系が供給ガス組成で起動された後、所定の濃度分布での定常運転に達するまでに数日間を要する。そこで、起動時のカスケード動特性がどのようになるかを検討する。

ここで、 K = 設計点隔膜抵抗

(2) 圧縮機および拡散筒の運転点

圧縮機吸込温度が一定の場合、吸込容積流量 V と等温ヘッド H_{is} で表わした圧縮機特性(図3.3参照)はそれぞれの回転数において変化しないと考えられるので、分子量 M_t なる組成のガスに対する圧縮機および拡散筒の運転特性は、(2)式(4)式および(5)式より図3.4~3.6のように与えられる。

計算に用いた V 、 H_{is} の値(バイパス運転の間)は図3.3に示した各段性能曲線のサージ点から10%流量増大点の値である。即ち、バイパス運転はこの点以上の流量を確保するために行う。1段目から5段目の自己マッチング領域と6段目以上については、拡散筒透過流量と圧縮機運転流量とが一致しており、性能曲線に沿った運転となる。以下に結果を要約する。

① 図3.4は分子量変化に対する圧縮機運転流量と拡散筒透過流量との関係を示したものである。

第1段目を例にとると、圧縮機運転流量は次のように算出できる。

まず、図3.3に示した性能曲線より、バイパス運転時として $V = 12300 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、 $H_{is} = 5200 \text{ m}$ が求まる。いま、運転されるガス分子量が供給ガス流の平均分子量 M_t ($\cong 30$)とすれば、(2)式に代入して $\Delta P_t \cong 312 \text{ Torr}$ となる。次に、(4)式より $Q_{tc} \cong 4080 \text{ mol}/\text{min}$ が求まる。同様に拡散筒流量は(5)式に ΔP_t を代入して、 $Q_{tD} \cong 1120 \text{ mol}/\text{min}$ が求まる。ここで、 K (設計点隔膜抵抗)は定常運転時の ΔP_t 、 M_t 、 Q_t により求めている。

即ち、ガス分子量 $M_t \cong 30$ のとき圧縮機流量は、 $Q_{tc} \cong 4080 \text{ mol}/\text{min}$ 必要であるのに対し、拡散筒流量は $Q_{tD} \cong 1120 \text{ mol}/\text{min}$ であるので、その差 $\Delta Q = 2960 \text{ mol}/\text{min}$ は拡散筒をバイパスさせて圧縮機吸入側に戻さねばならない。

ガス分子量が大きくなり $M_t = 90$ となったとき、圧縮機の所要流量と拡散筒の透過流量が一致しバイパスは不要となる。このときの運転を自己マッチング運転と呼ぶ。さらに、ガス分子量が大きくなって $M_t \cong 110$ となった場合(図3.4に示す黒丸)、圧縮機は過負荷状態となり、高分子域での運転限界点となる(定常時における第1段のガス分子量はこれより低い値102.7である)。

② 図3.5は分子量変化に対する各段の運転差圧を示したものである。

第1段目を例にとると、運転開始時($M_t \cong 30$)の差圧は300 Torr程度であるが、分子量の増加とともに増大し、分子量が90になってはじめて自己マッチング運転が可能となることが分かる。

③ 図3.6は分子量変化に対する各段の圧縮機運転動力を示したものである。動力の算出には次式を使用した。

$$W = \frac{G \cdot H_{is}}{102 \eta_{is}} + \Delta W_{loss} \quad (\text{KW}) \quad \dots\dots\dots (6)$$

ここで、 G = 質量流量 = $MQ/60 \times 10^{-3}$ (Kg/sec)

η_{is} = 等温圧縮効率

ΔW_{loss} = 機械損失およびもれ損失の合計

図において、細線は定常運転時における設計回転数(一定)で運転している場合を示し、

太線は回転数制御を行った場合の所要動力を示している。第1段目を例にとれば、設計回転数(一定)の場合には、分子量の増加とモル流量の減少程度により $M_i \cong 60$ で極大値を持つ曲線となり、自己マッチング後所要動力は再度増してゆく。

一方、回転数制御を行なった場合には、全段が $M_i \cong 30$ から起動し、分子量の増加(回転数の減少)に合わせて所要動力は減少していく。即ち、各段の定常運転時所要動力を経過して第1段目所要動力に至る。

(3) 起動方法の検討

Case 1.

圧縮機およびカスケード起動方法として、まず最初に考えられる方法は全段を設計回転数(一定)で起動し、供給ガス条件でマッチングの不可能な第1段目から第5段目までは拡散筒未拡散流量をバイパス運転し、プラントを起動する方法である。

この場合、第5段までの高濃縮段で内部循環していた余分のホールドアップ量、即ち図 3.5 に示した差圧変化から分かるように、低圧側圧力の起動時(400 Torr)および定常時(100 Torr)の差と低圧側容積を乗じたガス量(第1段で $M_i = 30$ から100となる場合には約 1.1 Nm^3)を分子量の増加に応じて抜き出しながら、定常時のホールドアップ量にまで調整する必要がある。ここで、バイパス運転で自己循環している流量は分離には関与せず、圧縮機動力が無駄になる。

この場合の定常到達時間は、濃縮段ホールドアップ量が多いことにより、若干長くなるものと予想される。なお、1段あたりの容積は、高圧側 0.9 m^3 、低圧側 3.3 m^3 、インタークーラー等の中間圧力部 0.5 m^3 である。

Case 2.

濃縮段の初期ホールドアップ量を定常状態のそれとほぼ同一にする方法としては、前記検討条件で仮定した圧縮機吐出圧力一定制御を吸込圧力一定制御にする方法がある。この方法により、圧縮機循環流量は定常状態になるまでの間ほぼ一定〔(4)式で $P_1 = P_2 - \Delta P_i = \text{Const.}$, $V = \text{Const.}$ であるから $Q_i = \text{Const.}$ となる〕にすることができるが、拡散筒差圧が小さくなるため透過流量が少くなり、濃縮段における分離効果が減殺される。即ち、カスケードの定常到達時間は長くなるものと予想される。

また、吸込圧を一定にするための制御系が必要となる。

Case 3.

起動時のホールドアップ量の変化を避けるとともにバイパス運転による動力損失を少なくするためには、第25段~第6段のカスケード部分のみを同時起動しておき、第5段~第1段の圧縮機は、それぞれ第6段、第5段……第2段におけるガス濃度が定常濃度に近づいた時点で、順次1段ずつ起動連結していく方法がある。この場合必要となる連結段の濃度マッチングの方法として次の2案が考えられる。

第1案は、第5段~第1段を真空にしておき、5段目を起動する際には第6段目より濃縮ガスを導入し、濃度マッチングをとる方法である。第4段以下についても、順次、同様の方法を用いて起動することができる。

第2案は第5段~第1段に予め定常時組成のガス充填しておき、第6段目との濃度マッ

グをとって同時に連結する方法である。

後者の場合、起動時に高分子量ガスを準備しておく必要があるが、カスケードの定常到達時間はかなり早くなるものと予想される。カスケードの定常時間を更に短縮したいときには、10段前後まで定常時組成ガスを充填して起動する方法も考えられる。

いずれの場合にも、各連結段において未拡散流、第1拡散流の自己バイパスラインが必要となる。

Case 4.

定常到達までの間、第5段～第1段の圧縮機流量をバイパスさせることなく常に圧縮機流量と拡散筒流量をマッチングさせるためには、これらの段の圧縮機駆動モータを可変速型とし、圧縮機回転数を第6段圧縮機回転数にまで高める必要がある。この方式の場合には、例えば、第1段圧縮機回転数を第6段圧縮機回転数まで増加すれば（ただし、圧縮機の高さは全段同一）、分子量 $M=33.5$ までの起動特性は図3.4における第6段起動経過と同じ経過をたどることになる。その後、順次各段濃度変化に応じて、それぞれの圧縮機回転数を制御し、定常回転数に一致させる。

しかし、5段目までの初期インベントリーが定常状態のそれより若干多くなるので、Case 1の場合と同様のホールドアップ量制御が必要となる。さらに、第5段～第1段における初期動力が、Case 1の場合に比してかなり大きくなるため（図3.6参照）、可変速型モータの容量を大きくしなければならない。

以上、4種の起動方法について検討したが、Case 3.の各段毎の定常濃度ガスを準備し起動する方法が、カスケード定常到達時間を飛躍的に短くできるとともに起動時動力損失もなく、最も優れた方法といえる。また、Case 1.の方法も、圧縮機自体の運転操作が簡単であり、有力な方法であろう。

ここで重要なことは、いずれの方法を採用するにあっても、ガス組成が変化する本カスケードにおいては、個々の圧縮機運転点を把握するために、各段ガス組成を分析し、その時間におけるガス物性値を知る必要がある。特に、Case 1.の方法を採用する場合には、定常到達までのバイパス制御量は分子量により左右される。

Case 3.においても、起動時の各段ガス組成の把握および定常運転中のサージ防止制御のために、ガス分析による物性値測定が必要になる。

本設計では、いずれの起動方法にも対応できる圧縮機の設計法、運転法を検討するために、計算機制御による圧縮機を採用し、バイパス流および回転数制御を行うことにする。

3.5 貯蔵系

本システムは、第1カスケード系により回収された希ガス（回収ガス）中に混入している酸素を除去するための脱酸素設備および回収ガスを加圧して貯蔵容器に充填するための希ガス貯蔵設備から構成される。

3.5.1 脱酸素設備

第1カスケード系より抽出された回収ガスは酸素を約10%、窒素を約3%含んでいるため、これをそのまま貯蔵容器に充填(圧力 $35 \text{ Kg/cm}^2 \text{ G}$)すると、 ^{85}Kr からの放射線の作用により O_3 、 NO_2 が生成する。^{21~24)}このうち O_3 は、 O_2 への分解反応が伴うため、蓄積量は検出限界以下であると考えられるが、 NO_2 は、次第に濃度が増していくため、 O_3 より放出される元素状酸素とともに貯蔵容器を腐食することが予想される。従って、回収ガス中の酸素はあらかじめ除去する必要がある、ここでは以下の除去方法を採用した。

(1) 除去方法

回収ガス流量は、廃ガス流量の約1000分の1と僅かであるため、酸化銅による O_2 ガスの酸化法も簡便な方法であるが、ここでは酸化剤の交換あるいは再生作業を必要としない酸素水素結合器による H_2 ガス還元法を採用した。ただし、本法の場合には、添加水素の爆発の危険性に対する安全設計を考慮する必要がある。即ち、水素の爆発下限は4%であり、ここでは、酸素水素結合器を出た O_2 除去後の回収ガスを循環して上記結合器入口における O_2 濃度を1.5%以下に下げることにより、添加水素濃度を常に3%以下に維持している。

(2) 運転操作

脱酸素設備は、第1カスケード系の運転に応じて連続的に稼動される。 O_2 除去後の回収ガスは、バッファタンクを経て希ガス低圧圧縮機により $4 \text{ Kg/cm}^2 \text{ G}$ に昇圧して希ガス貯槽へ送られる。希ガス貯槽の容積は、後述するように貯蔵設備の運転サイクルから、第1カスケード系からの回収ガスを4日分貯留できる大きさ(1.3 m^3)とした。

なお、脱酸素設備からの回収ガス(10.2 mol/hr)を直接 $35 \text{ Kg/cm}^2 \text{ G}$ に昇圧して貯蔵容器に充填する方法も考えられるが、このような低流量、高圧縮比(必要圧縮比約37~47)で運転する圧縮機は、除熱設計(圧縮熱除去)ならびに軸封機構を含めた気密保持設計が複雑となり一般的ではない。

3.5.2 希ガス貯蔵設備

^{85}Kr の貯蔵法については、後に考察するように幾つかの方法が考えられ、各国において種々の試験研究がなされている。しかし、いずれの方法も現在のところ長期間の貯蔵法として確立されるには至っていない。ここでは、操作の比較的容易な貯蔵容器への高圧充填法を採用した。

(1) 貯蔵容器の大きさ

希ガス貯蔵設備室における作業者の被曝管理の面から貯蔵作業はできる限り短い時間で行なわねばならない。

貯蔵容器の大きさは、取扱い(搬入、搬出)の容易さを考慮し容積 50ℓ (寸法: $24 \text{ cm}^{\text{ID}} \times 110 \text{ cm}^{\text{L}}$, 重量:約 4 kg)とした。充填圧力は、 ^{85}Kr の発熱量および容器の冷却方式(空冷)から次のように定めた。

いま、充填圧力を $P \text{ Kg/cm}^2 \text{ A}$ 、充填温度を 40 C 、回収ガス流量および ^{85}Kr 流量をそれぞれ 10.2 mol/hr および 2330 Ci/hr とすると、容器内の ^{85}Kr 量は、

$$(50)(P) \left(\frac{273}{313} \right) \left(\frac{2330}{10.2 \times 22.41} \right) = 441.7 P \text{ (Ci)}$$

^{85}Kr の崩壊熱を $1.62 \times 10^{-3} \text{ watt/Ci}^{1)}$ とすると、貯蔵容器1本あたりの発熱量 Q は、

$$\begin{aligned} Q &= (1.62 \times 10^{-3}) (441.7 P) \\ &= 0.716 P (\text{watt}) \\ &= 0.616 P (\text{Kcal/hr}) \end{aligned}$$

貯蔵容器の外表面積を 0.8 m^2 、熱伝達係数 k を $2.5 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{C}$ 、容器外壁と室温との差を 11 C とすると、

$$P = \frac{(2.5)(0.8)(11)}{0.616} \cong 36 \quad (\text{Kg/cm}^2\text{A})$$

充填圧力を $36 \text{ Kg/cm}^2\text{A}$ とした場合、 ^{85}Kr の充填量および所要容器数は、それぞれ $1.59 \times 10^4 \text{ Ci/本}$ および 3.5 本/day となる。

なお、貯蔵容器の表面線量率は、容器壁(板厚 5 mm)による減衰を考慮すると約 900 rem/hr と推定され、本設備室の放射線レベルが極めて高くなることが予想される。

(2) 運転操作

貯蔵容器への充填作業を4日毎に行うものとし、貯蔵容器6～8本を集合体として同時に加圧充填できるようにすると、作業頻度は2回となる。

クリプトンを充填した集合体はベルトコンベアにより希ガス貯蔵庫に搬入される。

3.6 計測系および制御系

本プラントの効率的かつ円滑な運転を行うため、図3.7～3.18(エンジニアリングフローシート)、表3.6～3.8(記号表および警報項目)および附録I(計器類一覧表)に示す計装・計器類を設けた。以下に、計測系、制御系、安全保護系などについて設計上の考え方を列挙する。

3.6.1 計測系

(1) 流量計測

プロセス流体が気体であることから、主として差圧方式による流量測定を行う。ただし、温度、圧力の変更に予想される部分については信号補正の行える機構を組込むものとする。また、精度をそれほど必要としない部分、あるいは差圧式流量計の取付けの難しい部分(直管部を確保するスペースのない部分)には、フロート式計器を使用する。

(2) 温度計測

本プラントでは、各工程における操作温度はほぼ一定(ただし、モレキュラーシーブ塔は定常時および再生時において操作温度を変更する)であり、しかも厳密な温度管理の必要とされる部分がほとんどないため、計器は比較的簡単なものが使用可能である。検出部分は、温度範囲により、熱電対(上限温度が 150 C 以上の部分)および測温抵抗体(同じく 150 C 以下の部分)を使い分ける。

(3) 圧力計測

操作圧力が常時大気圧以上の部分についてはブルドン管式計器を使用し、負圧となる部分あ

るいは絶対圧力の測定が必要な部分についてはベロー式あるいはダイヤフラム式圧力計を採用する。

(4) 液位計測

プロセス中の液位測定箇所はドレンタンクのみであり、接点式液面計で十分目的を達成することができる。

(5) その他

前処理系および貯蔵系における各機器の運転性能を常時把握するため水分、 NO_x 、 NH_3 、 O_2 、 H_2 ガスのモニターを設置する。

3.6.2 制御系

プラントを円滑に運転する上で自動制御機構を組込むことが望ましい部分には、以下のよう
な制御系を設ける。

(1) 前処理系

① 廃ガス流量制御

廃ガス受入系からの供給ガス流量をほぼ一定値に保ち、前処理系の各機器類に対する負荷変動をできるだけ少なくするために、フィルター（F-201A, B）入口流量を自動制御する（FRC-201, AV-201）。

② 廃ガス温度制御

フィルター（F-201A, B）およびヨウ素吸着塔（T-201A, B）における除去効率を高めるために、廃ガス加熱器（H-201）出口ガス温度を自動制御する（TRCA-201）。また、窒素酸化物水素反応塔（T-202）における NO_x 除去効率を高めるために、加熱器（H-203）により塔内の温度を自動制御する（TRCA-204, FR-206）。

③ NH_3 ガス流量制御

廃ガス中の NO_x 量に比例した NH_3 を窒素酸化物水素反応塔に供給するために、 NH_3 供給流量を自動制御する（FR-206, FIC-203, AV-206）。

④ 冷却凝縮器（H-204）の出口ガス温度制御

モレキュラーシーブ塔（T-204A, B）入口廃ガス温度をできるだけ低くして水分除去効率を高めるために、冷却水流量を自動制御する（TRCA-208, AV-207）。

⑤ モレキュラーシーブ塔再生ガス加熱器（H-206）の出口ガス温度制御

モレキュラーシーブ塔の再生ガスを高温に加熱して再生効率を高めるために、加熱器の温度を自動制御する（TRCA-224, AV-224）。

⑥ 再生ガス冷却凝縮器（H-207）の出口ガス温度制御

上記再生ガス中の水分を凝縮分離するために、冷却水流量を自動制御する（TRCA-211, AV-218）。

(2) 第1カスケード系

① 第1カスケード供給ガスの圧力・流量制御

第1カスケードの運転条件（圧縮機および拡散筒まわりの圧力、流量）を一定値に維持するために、廃ガス供給槽から送られてくる廃ガスの圧力および流量を圧力調節弁により自動

制御する (PIC-328, AV-326, FRQ-327, TR-328)。

② 圧縮機の吸入流量制御

各段における圧縮機は、吸入流量がある値以下になると運転不能(この状態をサージングと呼び圧縮機破損の恐れが生ずる)になるため、吐出流量がある設定値以下になった場合に吐出ガスを圧縮機吸込側に還流させるためのバイパス機構 (FIC-301a~325a, TRCA-301a~325a, AV-301a~325a) を設ける。

③ 圧縮機の吐出温度制御

圧縮機(高圧圧縮機, 低圧圧縮機)の運転条件を均一にして圧縮効率を高めるために、中間および後方冷却器の出口ガス温度が一定値に維持されるよう冷却水量を自動制御する (TRCA-301c~325c, AV-301g~325g, TRCA-301a~325a, AV-301f~325f)。

④ シールガス圧力制御

圧縮機軸封部へ供給するシールガス圧力が過大および不足となると、それぞれ系内へのシールガス漏込み量の増加(処理廃ガスの増大となる)および圧縮機内クリプトンの系外への漏出しの原因となる。ここでは、シールガスの供給圧力および系外への漏洩圧力との差圧を制御することによって軸封機構の円滑な作動をはかる (PdIC-301~325, PdCV-301~325)。

⑤ 潤滑油の供給圧力制御

圧縮機の増減速機への潤滑油供給圧力は、比較的簡単でしかも故障等に対する信頼性の高い自立式調節弁 (PCV-301~325) により制御する。

⑥ 拡散筒供給流圧力制御

拡散筒の運転条件を一定とするために、筆者らのカスケード実験により有効な制御方法であることの確かめられている供給流圧力制御方式を採用する。即ち、供給流圧力が一定値に保たれるように、未拡散流流量を自動制御する (PIC-301a~325a, AV-301a~325a)。

⑦ 排気ガス流量制御

カスケードの最上段(定常時は第25段, 第25段の故障時には第24段)の第1拡散流から拔出される排気ガス(スタックへの放出ガス)は、クリプトンの放出濃度をできるだけ低く抑えるように所定の還流比で拔出される。還流比の設定値は後述する電子計算機により計算し、拔出し流量は流量調節弁により自動制御する (FRC-326, PI-326, TR-326, AV-327)。

⑧ 回収ガス流量制御

カスケードの最下段(定常時は第1段, 第1段の故障時には第2段)の未拡散流から拔出される回収ガスの流量変化は、カスケード内の濃度および流量分布さらには排気ガスおよび回収ガス中のクリプトン濃度に影響を与える。回収ガス流の還流比は電子計算機により算定し、拔出し流量は流量調節弁により自動制御する (FRC-401, TR-401, AV-403)。

(3) 貯蔵系

① H₂ ガス濃度制御

第1カスケード系からの回収ガス中に混入しているO₂を除去するために添加されるH₂ガス濃度は、水素爆発に対する安全性を考慮し、次の2系統の制御系によって調整する。

H₂ ガス供給ヘッダーに空気式の流量制御弁 (AV-404) と電気式流量制御弁 (SV-401) を組み込み、前者は第1カスケードからの回収ガス中の O₂ 濃度 (酸素モニター: O₂R-401) に応じて弁の開度を自動調整する。後者は、酸素水素結合器 (T-401) 入口における H₂ 濃度 (同出口ガスを循環することにより、入口 O₂ 濃度は第1カスケード回収ガス中の O₂ 濃度よりかなり低下 (2%以下) している) を監視しながら (水素モニター: H₂RA-401, H₂RA-402), H₂ ガス流量 (H₂ 濃度は爆発下限の4%以下となる) を自動制御する。

② 酸素水素結合器 (T-401) の供給ガス圧力制御

酸素水素結合器の入口ガス圧力を一定値に保つために、同出口ガス循環ラインからの抜出しガス流量を自動調節弁で制御する (PIC-301, AV-405)。

③ 酸素水素結合器 (T-401) の内部温度制御

同上結合器の反応効率を所定値を保持するために、加熱温度を自動制御する (TRCA-402)。

④ 希ガス冷却凝縮器 (H-403) の出口ガス温度制御

酸素水素結合器において生成した水分 (H₂O) を効率良く凝縮分離するために、冷却水流量を自動制御することにより凝縮器出口ガス温度を調節する (TRCA-404, AV-408)。

⑤ その他

モレキュラーシーブ塔再生ガス加熱器 (H-405) および同再生ガス冷却凝縮器 (H-404) の出口ガス温度の制御機構として、それぞれ (TRCA-406A, B), (TRCA-405, AV-414) を組込んでいる。

3.6.3 安全保護系

運転員およびプラント施設の安全を十分に確保するために、各種の安全保護システムを設けて主要機器の運転条件を監視し、異常時には警報発信 (吹鳴), 機器の運転停止あるいはバイパス運転 (切換え運転を含む) を行う。

各設備に必要な警報項目は表 3.8 に示したものである。以下に、主要な安全保護システムの考え方を述べる。

(1) 運転停止, 切換え運転, バイパス運転

① 受入部廃ガス圧縮機 (C-101A, B)

吐出ガスの圧力異常低下および温度異常上昇の生じた場合には、予備機への切換えを行う。

② 受入部非常用廃ガス圧縮機 (C-102)

廃ガス受入槽の圧力が異常に高くなった場合 (受入槽容量は、6000 m³ の廃ガスを貯留できる) には、圧縮機の運転を中止するとともに再処理工場からの廃ガス受入れを中止する。

③ 第1カスケード系

以下の異常に対して、異常の生じた段のバイパス運転を行う。

(i) 拡散筒入口ガス温度の異常上昇

(ii) " 圧力の異常上昇

(iii) 圧縮機吸込み流量の異常低下

(iv) 圧縮機の異常振動

(V) 圧縮機潤滑油圧力の異常低下

④ 排気ガス抽出ポンプ (C-326 A, B)

吐出ガスの圧力異常低下および温度異常上昇の生じた場合には、予備機への切換えを行う。

⑤ 回収ガス抽出ポンプ (C-401 A, B)

回収ガスのクリプトン濃度異常および吐出流量、圧力の異常低下の生じた場合には、予備機への切換えを行う。

⑥ 希ガス循環ポンプ (C-402 A, B)

酸素水素結合器への循環ガス圧力 (吐出圧力) が異常低下した場合には、予備機への切換えを行う。

⑦ 希ガス低圧圧縮機 (C-404 A, B)

吐出ガスの圧力異常低下および温度異常上昇ならびにバッファタンク (T-404) 圧力の異常低下が生じた場合には、予備機への切換えを行う。

⑧ 希ガス高圧圧縮機 (C-405 A, B)

吐出ガスの圧力異常低下および温度異常上昇が生じた場合には予備機への切換えを行う。また、希ガス貯槽 (T-405) 圧力の異常低下が生じた場合には、運転を停止する。

(2) インターロック回路

- ① 予備を有する回転機器を起動する際に、2台同時に起動することがないようにインターロック回路を組込む。予備機の起動は、異常時におけるトリップ信号によって行いが、保守・点検などのために各機を個別に起動することもできるように考慮する。
- ② 第1カスケード系の圧縮機については、シールガス系および潤滑油供給系が正常に作動しているときのみ起動できるようなインターロック回路を設ける。
- ③ 加熱器については、それぞれ所定量のガスが流れている場合のみ電源投入が可能となるインターロック回路を設ける。

3.6.4 補機操作系

補機の操作は、その重要度に応じて総合監視室または電力盤室から行い (3.6.3にあげたような主要機器類については総合監視室における集中管理を行うとともに現場操作盤においても操作できるようにする)。

バルブについては、運転中の開閉操作の必要のない弁は手動型とし、予備機への切換弁および制御系統を構成する弁は自動型または遠隔操作型とする。

3.7 エンジニアリングフローシート

図3.7～3.18は、本プラントの配管および計装類の系統を示したものである。表3.9は、プロセス系の枢要個所におけるガス条件 (流量、圧力、温度、組成、放射能) をまとめたものである。以下に、廃ガス受入系、前処理系、第1カスケード系、貯蔵系などの各プロセス系ならびにシールガス系、潤滑油系、冷却系、排気系についてガスの流れ、操作条件および運転方法を説明する。

3.7.1 プロセス系

(1) 廃ガス受入系および前処理系

図3.7～3.9は、廃ガス受入系および前処理系における機器配列および配管・計装類の構成を示したものである。

廃ガス受入系は、廃ガスデミスター（S-101）、廃ガス圧縮機（C-101A, B, および非常用のC-102）、廃ガス受入槽（T-101A～J）からなる主系統および上記各機器より分離されるドレン液を再処理工場へ戻すためのドレン液移送設備ならびに廃ガス受入槽、第1カスケード系、貯蔵系および希ガス供給槽を真空引きするための真空排気系から構成される。デミスターに供給される廃ガス（廃ガス条件：表3.9中の番号101）の流量（FRQ-101）、温度（TR-101）、圧力（PI-101）は常時監視され、組成は、必要に応じてサンプリング分析される。

廃ガス圧縮機は通常1系列のみ稼働され（図では、C-101A）、他の1系列は予備とされる（図では、C-101B）。予備機への切換は、空気作動式ON-OFF弁により遠隔操作で行う（図では、AV-101A, 102Aを閉じ、AV-101B, 102Bを開く）。非常用廃ガス圧縮機（C-102）は、前処理系あるいは第1カスケード系において異常が生じ、プラントの定常運転が不可能となった場合に1日分の廃ガスを10Kg/cm²Gに昇圧して廃ガス受入槽に貯留するためのものである。この場合、C-102まわりの空気作動弁AV-103, 104が開き、C-101A, Bまわりの弁は閉じられる。

廃ガス受入槽は、2組に区分（5基/1組）し、1組（図ではT-101A～E）を定常運転に使用し、他の1組（図ではT-101F～J）はカスケード内廃ガスの非常回収用としている。各槽に取付けられた圧力指示警報計は、非常用廃ガス圧縮機（C-102）による充填圧力を監視するためのものであり、圧力が10Kg/cm²Gに達すると警報が発せられる。この場合には、圧縮機（C-102）の運転を停止するとともに再処理工場からの廃ガス受入れを中止する。廃ガス受入中止は、再処理工場の運転に重大な支障を来すため、本受入槽とは別の一次貯留槽を設置するか又は廃ガス受入槽の貯留容量（槽の数、1槽あたりの容積）の増加などの方策が考えられる。しかし、ここでは、多孔質隔膜法によるカスケードおよびその前処理系が安定性にすぐれているため一日以上に及ぶ故障の生じ難いことから、1日分の貯留容量を設備すれば十分であると考えている。

ドレン液移送設備は、廃ガス中の湿分（25℃における飽和値：168Nm³/day）より凝縮・分離されたドレン水を貯留するドレン液槽（T-102）およびこれを再処理工場へ移送するための自動作動式ドレン液ポンプ（P-101A, B）などから構成される。

前処理系は、ヨウ素を除去するためのヨウ素吸着塔（T-201A, B）；NO_x、水素（HTを含む）および水分（トリチウム水を含む）を除去するための窒素酸化物水素反応塔（T-202）、冷却凝縮器（H-204）およびモレキュラーシーブ塔（T-204A～D）；ルテニウムを除去するためのルテニウム吸着塔（T-205）などの機器から構成され、窒素酸化物水素反応塔およびモレキュラーシーブ塔にはそれぞれアンモニア供給設備およびモレキュラーシーブ塔再生設備、トリチウム水を再処理工場へ移送する設備が設けられている。

廃ガス受入槽（T-101A～E）の廃ガスは、減圧弁（PCV-201）、流量自動制御計（流

量調整弁 AV-201, 流量記録制御計 FRC-201, 温度記録計 TR-201) より構成された前処理系廃ガス供給ヘッダー部を経て圧力 $1.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ A}$, 流量 $215.3 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ に調整され(廃ガス条件: 表 3.9 中の番号 201), 入口廃ガス加熱器 (H-201) に入る。加熱器は, 次のプレフィルターおよび HEPA フィルターより構成されたフィルターユニットの目詰まり防止およびヨウ素吸着塔の効率向上のために, 廃ガスを 100°C に加熱する容量 (廃ガスおよび水の定圧比熱をそれぞれ 0.24 および $1.0 \text{ Kcal/kg}\cdot^\circ\text{C}$ としたときの交換熱量: 4375 Kcal/hr) を備えている。フィルター (F-201 A, B) およびヨウ素吸着塔 (T-201 A, B) は, それぞれ予備を含めて 2 系列設置し, プラントの定期点検時 (1 回/年) に切換え使用する。使用済フィルターおよびヨウ素吸着塔には廃ガス中の微量 β - γ 核種, α 粒子などが吸着されているので, 交換作業時の被曝および汚染を防止するために, 前者はカートリッジ式フィルターによる交換を行い, 後者は塔全体を交換する方式としている。

なお, ヨウ素吸着塔に使用した銀ゼオライトの除染係数は 10^4 程度が期待されるが, 廃ガス中のヨウ素濃度が極めて低い本プラントの場合には安全側の値として 1×10^3 を採用している。従って, 吸着床に吸着されるヨウ素量は約 4.6 Kg/yr (約 3.7 Ci/yr) となり, 吸着床を通過するヨウ素量は上記各値の 1000 分の 1 (廃ガス条件: 表 3.9 中の番号 202) となる。

ヨウ素吸着塔の出口廃ガスは, 予熱器 (H-202, 伝熱面積 24 m^2 , 交換熱量 12700 Kcal/hr) で 274°C に昇温され, さらにガス加熱器 (H-203, 交換熱量: 5540 Kcal/hr) により 350°C に加熱されて窒素酸化物水素反応塔 (T-202) に送られる。本反応塔は, 3.3.1 に述べたように, アンモニア還元法による NO_x の分解と未反応 NO_x , アンモニアおよび廃ガス中のトリチウム (HT) の触媒酸化を 1 つの塔内で効率よく行える構造 (塔上部: $\text{NO}_x + \text{NH}_3 \rightarrow \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$ なる反応をほぼ選択的に行う Ti 系触媒層, 塔下部: $\text{HT} (\text{H}_2) + \text{O}_2 \rightarrow \text{HTO} (\text{H}_2\text{O})$, 未反応 $\text{NO}_x + \text{H}_2 \rightarrow \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$, 未反応 $\text{NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$ などの反応を同時に高効率で行うのに適した $\text{Pt-Al}_2\text{O}_3$ 系触媒層) となっている。反応塔に添加されるアンモニア量は, 350°C における NO_x の大部分が NO に転換 (加熱前の廃ガス中の NO_x は NO_2 (N_2O_4) と考えられ, 350°C に加熱すると次のように分解する。 $\text{NO}_2 \rightarrow \text{NO} + \frac{1}{2} \text{O}_2$) しているとする, $74 \text{ N}\ell/\text{hr}$ (NO_x 流量に等しい) となる。反応塔出口における NO_x , NH_3 を 4 ppm (いずれも Ti 触媒層出口において 4 ppm 以下となる) としたとき, 上記反応より生成する N_2 , 水分および O_2 はそれぞれ $142 \text{ N}\ell/\text{hr}$, $123.3 \text{ N}\ell/\text{hr}$ (このうち, $110 \text{ N}\ell/\text{hr}$ は NO_x と NH_3 との反応による) および $30.3 \text{ N}\ell/\text{hr}$ となる (反応塔入口, 出口における廃ガス条件: 表 3.9 中の番号 203, 204)。

なお, アンモニア供給ヘッダーの NH_3 ガス流量自動制御弁 (AV-206) は, ガス加熱器 (H-203) 出口の NO_x モニター ($\text{NO}_x\text{R-201}$) および流量記録計 (FR-201) と連動しており, NH_3 添加流量を常に NO_x 流量に等しくなるように制御している。

窒素酸化物水素反応塔を出た廃ガス (温度 350°C) は, 予熱器 (H-202) において熱回収された後 (出口ガス温度 160°C), 次のモレキュラーシーブ塔 (T-204 A~D) におけるトリチウム水吸着効率を高めるために冷却凝縮器 (H-204, 交換熱量: 12700 Kcal/hr , 冷却水の入口, 出口温度および流量: 5°C , 7.6°C , $4.88 \text{ m}^3/\text{hr}$) において 10°C に冷却される。ここで, 凝縮除去される水分は, 10°C における露点含水率を $7.629 \times 10^{-3} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-廃}$

ガスとすると、 $12.793 \text{ kg-H}_2\text{O/hr}$ となる。冷却凝縮器を出た廃ガスは、廃ガスデミスター（S-201）を経て（廃ガス条件：表3.9中の番号205）、モレキュラーシーブ塔（T-204 A~B；A，BおよびC，Dを24時間毎に切換え運転する）に入り、露点 -60°C （含水率： $6.633 \times 10^{-6} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-廃ガス}$ ）まで乾燥される。このときの水分除去率は $(7.629 \times 10^{-3} - 6.633 \times 10^{-6}) / 7.629 \times 10^{-3} = 0.99913$ となる。トリチウム水も同じ割合で除去されるとすると、トリチウムの除染係数は 1.150×10^3 となるが、ここでは余裕をとり 1×10^3 とする（モレキュラーシーブ塔出口における廃ガス条件：表3.9中の番号206，トリチウム濃度 37.5 mCi/hr ）。なお、出口ガス温度は、モレキュラーシーブの吸着熱を $1000 \text{ Kcal/kg-H}_2\text{O}$ とすると、約 40°C となる。

モレキュラーシーブ塔を出た廃ガス中に含まれるルテニウムは、酸化ジルコニウム（HZO-1）を充填したルテニウム吸着塔（T-206）において除去される。ここで除染係数を 1×10^3 とすると、廃ガス中に残留するルテニウム量は 0.001 mCi/hr となる。

以上の前処理工程を経た廃ガス（廃ガス条件：表3.9中の番号207）は、フィルター（F-202A，B：プレフィルターおよびHEPAフィルターから構成されたフィルターユニット）を通り、廃ガス供給槽（T-206，容積： 18 m^3 ，滞留時間：0.17時間）に送られる。

一方、モレキュラーシーブ塔の再生設備は、再生ガス送風機（C-201A，B），再生ガス予熱器（H-205），再生ガス加熱器（H-206），再生ガス冷却凝縮器（H-207）などから構成されている（図では、T-204C，Dが再生処理中である）。ここで、設備を閉ループにするとともに再生ガスとしてモレキュラーシーブ塔（T-204A，B）出口廃ガスを使用することとしている。再生ガスの温度を 300°C （加熱時）および 10°C （冷却時）とし、循環ガス流量を $200 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ （乾燥廃ガス 269 kg/hr ）とすると、予熱器，加熱器，冷却凝縮器の容量は窒素酸化物水素反応塔（T-202）まわりの各機器（H-202，H-203，H-204）の容量とほぼ同程度となる。即ち、予熱器の回収熱量は 12900 Kcal/hr （再生ガスの入口，出口温度： 300°C ， 100°C ）であり，再生ガスは $10^\circ\text{C} \rightarrow 210^\circ\text{C}$ に予熱される。加熱器の交換熱量（出口温度 300°C ）は 5800 Kcal/hr である。冷却凝縮器はモレキュラーシーブ塔吸着水の凝縮除去および再生後の強制冷却を行うことのできる能力（冷却時の入口，出口温度をそれぞれ 280°C ， 10°C とした場合の交換熱量 10200 Kcal/hr ，冷却凝縮時の交換熱量 5800 Kcal/hr ）を備えている。冷却凝縮器の所要冷却水量（冷却時）は $4.85 \text{ m}^3/\text{hr}$ （冷却水の入口，出口温度： 5°C ， 7.1°C ）である。

以上の各工程から回収されたトリチウム水は、トリチウム水移送ポンプ（P-201A，B）により、再処理工場へ送られる。

(2) 第1カスケード系

図3.10~3.11は、25段からなる第1カスケード系およびその上端（第25段），下端（第1段）に設けられた排気ガス流および回収ガス流の抜き出し設備，任意段への廃ガス供給ラインならびに排気ガス流の一部をソールガス系に送るための設備の構成とプロセスフローを示したものである。カスケードの各段を構成する主要機器は、圧縮機（C-301~325），中間冷却器（H-301A~325A），後方冷却器（H-301B~325B），2分割型拡散筒（D-301~325）である。圧縮機は低圧圧縮機および高圧圧縮機からなる遠心型2段圧縮機であり，増

減速機(1~25)および中間・後方冷却器とともにユニット化されている。各段における主要配管は、圧縮機→後方冷却器→拡散筒に至る供給流配管、拡散筒第1分離器からの第1拡散流を上段の低圧圧縮機吸入側(第2拡散流配管)へ送るための第1拡散流配管、第2分離器からの第2拡散流を自己の段の低圧圧縮機吸入側にリサイクルするための第2拡散流配管および拡散筒を素通りした未拡散流を下段の高圧圧縮機吸入側へ送るための未拡散流配管である。供給流配管には、圧縮機吐出流量(拡散筒供給流量)を調節するためのバイパス配管および流量制御機構(FIC-301a~325a, AV-301e~325e)が設けられている。また未拡散流配管には、拡散筒供給流圧力を設定値に保つための圧力制御機構(PIC-301a~325a, AV-301a~325a)が組込まれている。さらに、各配管には、故障段バイパス配管が設けられており、例えば第12段をバイパスさせる場合には、空気作動式ON-OFF弁AV-312b~d, 312kは閉じられ、AV-312l, mが開かれる。この他に、カスケードの起動時あるいは故障段の復帰時に各段を独立運転するためのバイパスラインが第1拡散流配管(AV-301n~325n)および未拡散流配管(AV-301Q~325Q)に設けられている。前処理系からの廃ガスは、任意段に供給することができるが、定常運転時には、AV-313i弁を経て第13段の低圧圧縮機吐出側に供給される。各段の真空引きあるいは故障段からの廃ガス回収は、AV-301j~325jを介した真空排気ラインおよび廃ガス受入系の真空ポンプ(C-103)によって行われる。

以上のような配管構成を採用したことにより、本カスケードは3.4.5において検討したいづれの起動方法も可能であり、また故障段の生じた場合の対応も極めて円滑かつすみやかに行うことができる。なお、Case 1.の起動方法の場合には、前記流量制御(FIC-301a~325a, AV-301e~325e)および圧縮機回転数制御を行うことにより、定常濃度分布が形成されるまでの間の各段におけるガス組成および流量の変化に応じた圧縮機の運転流量および運転圧力を得ることが可能となる。

排気ガス流拔出し設備は、第25段の第1拡散流を所定の還流比で拔出するための流量制御機構(FRC-326, AV-327, AV-325)および排気ガス流拔出しポンプ(C-326A, B)から構成されている(排気ガス条件:表3.9中の番号302)。排気ガス流中のKr濃度は随時分析される。

シールガス供給設備は、カスケード各段の圧縮機軸封部のシールガスとして排気ガス流の一部(100Nℓ/min)を分流しシールガス系に送るための設備であり、シールガス圧縮機(C-327A, B)および若干の計器類より構成されている(シールガス条件:表3.9中の番号303)。本圧縮機の吐出側には、カスケード段の運転停止時に使用する圧縮空気の供給ラインもつながっている。

回収ガス流拔出し設備(図3.12:貯蔵系参照)は、第1段あるいは第2段(第1段の故障時に使用)の未拡散流を所定の還流比で拔出するための希ガス拔出しポンプ(C-401A, B)および流量制御機構(FRC-401, AV-403)が設けられている(還流は、AV-301aを経て高圧圧縮機の吸入側に戻される)。

(3) 貯蔵系

図3.12, 3.13は、貯蔵系の構成およびプロセスフローを示したものである。本系統は、回収ガス流中に含まれるO₂を除去するための酸素水素結合器(T-401)、H₂ガス供給ヘッダー、

希ガス冷却凝縮器 (H-403), モレキュラーシーブ塔 (T-403A, B) などからなる脱酸素設備と回収ガス 4 日分を一時貯留するための貯槽 (T-405) に送る希ガス低圧圧縮機 (C-404A, B) および回収ガスを貯蔵容器 (希ガスポンペ) に充填するための希ガス高圧圧縮機 (C-405A, B) などからなる貯蔵設備から構成されている。

脱酸素設備では, 添加水素の爆発の危険を避けるために, 酸素水素反応塔の出口ガス (脱酸素後のガス) を反応塔入口に戻し入口酸素濃度を 1.48% (従って, 添加水素濃度も爆発限界 4% 以下の約 3% となる) に低下させることのできる閉サイクルとなっている (反応塔の入口, 出口ガス条件: 表 3.9 中の番号 401, 402)。

反応塔における水素濃度は, 第 1 カスケード系からの回収ガス流中の酸素濃度を検出する酸素モニター (O₂R-401) および反応塔入口, 出口における水素モニター (H₂RA-401, 402) からの信号で作動する自動流量調節弁 (AV-404, SV-401) によって制御される。

酸素水素反応塔の出口ガス (温度 150°C, 乾燥ガス流量 7.854 kg/hr, 水蒸気 0.274 kg/hr) は, 希ガス冷却器 (H-402, 交換熱量約 70 Kcal/hr) により 40°C に冷却された後, さらに希ガス冷却凝縮器 (H-403, 交換熱量 3.1 Kcal/hr), デミスター (S-401) およびモレキュラーシーブ塔 (T-403A, B) において (吸着熱により出口ガス温度は約 50°C に上昇) 露点 -40°C まで脱水される。モレキュラーシーブ塔再生設備の構成および運転条件は前処理系の場合とほぼ同様であり, 閉ループによる再生, 凝縮脱水を行う。ただし, 再生サイクルが 10 日と長いため, 再生後の冷却は自然冷却方式を採用している。モレキュラーシーブ塔の入口, 出口ガス条件および再生ガスの入口, 出口条件を表 3.9 中の番号 404, 405 および 408, 409, 410 に示す。

脱酸素設備を出た回収ガスはバッファタンク (T-404, 容積 1.3 m³) に流入し, 1 時間毎にバッチ運転される希ガス低圧圧縮機 (C-404A, B, 吸入ガス条件: 表 3.9 中の番号 406) により 4 Kg/cm²G に昇圧され, 希ガス貯槽 (容積: 6.3 m³) に一次貯留される。

希ガス貯槽内の回収ガスは, 4 日毎に高圧圧縮機 (C-405A, B) (吸入ガス条件: 表 3.9 中の番号 407) により 35 Kg/cm²G に昇圧され貯蔵容器に充填される。

3.7.2 シールガス系および潤滑油系

図 3.14 は, カスケードにおける圧縮機 (C-301~325) 軸封用のシールガス供給系統および増減速機用の潤滑油供給系統を示したものである。

シールガス供給系統は, 第 25 段から拔出される排気ガス流の一部をシールガスとして使用できるように設計されている。即ち, カスケードの定常運転時には, 排気ガス拔出しポンプ (C-326A, B) により排気系に送られる排気ガス流の一部を分流し, シールガス圧縮機 (C-327A, B) により 2 Kg/cm²G に昇圧した後, 各段の高圧圧縮機および低圧圧縮機の軸封部に供給する (流量: 4 Nℓ/min・段)。

ところで, 軸封部には, 後述されるように, メインシール (軸周シール) として気密性の高い 2 段セグメントシールが採用されており, さらにシャットダウン機構 (圧縮機の運転停止および停止中の気密保持機構) としてダイヤフラム式シールが組込まれている。さらに, 軸封部の制御機構として, メインシールからのシールガスの漏洩量が圧縮機内部へ 1 Nℓ/min・基,

圧縮機外部へ $1 \text{ N}\ell/\text{min}$ ・基となるような差圧制御系 (PdIC-301~325, PdCV-301~325) が設けられている。シャットダウン機構を作動させる場合には、各段に設けられた電磁弁 (SVA) を経てシールガスを直接ベローズ部に供給する。圧縮機の停止中は、カスケード排気ガス流から乾燥空気 (圧縮空気) に切換えられる。

なお、シールガス供給ラインには、シールガス切換え時に配管内残留ガスを真空排気するためのシールガス真空ポンプ (C-328A, B) を設けている。

一方、潤滑油供給系統 (LO ユニット No. 1~5) は、圧縮機 5 基毎に 1 組設置されており、それぞれは、潤滑油タンク (T-301~305), 循環ポンプ (P-301A, B~305A, B), 冷却器 (H-326~330), フィルター (F-301A, B~305A, B), ヘッドタンク (T-306~310) などの機器より構成されている。圧縮機 1 基あたりの所要潤滑油量は $180 \ell/\text{min}$ (供給圧 $1.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{G}$) であるので、循環ポンプの所要動力は 15 KW (設計供給圧力 $3.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{G}$), 冷却器の所要伝熱面積は 70 m^2 (冷却水の入口, 出口温度をそれぞれ 32°C , 42°C , 冷却水量 $40 \text{ m}^3/\text{hr}$ とする) となる。また、潤滑油タンクの容量は 6.5 m^3 (滞留時間 0.1 hr) となる。

3.7.3 冷却系

図 3.15, 3.16 は、冷却水および冷凍機設備の系統を示したものである。冷却水系統は、工業用水 (温度 25°C) を使用する循環冷却系および冷凍機設備において冷却された冷水 (純水, 温度 5°C 以下) を用いる循環冷却系からなっている。前者は、第 1 カスケード系の圧縮機冷却器 (中間冷却器: H-301A~325A, 後方冷却器: H-301B~325B), 圧縮機潤滑油供給装置 (LO ユニット No. 1~No. 5), 水冷式圧縮機 (C-405A, B), 水冷式真空ポンプ (C-103) およびその他の圧縮機冷却器 (H-101A, B) を冷却するものであり、冷却水ポンプ (P-51A, B, C; 1 基は予備) および冷水塔 (H-51) が設備されている。後者は、前処理系における冷却凝縮器 (H-204), モレキュラーシープ塔再生ガス冷却凝縮器 (H-207) および貯蔵系における希ガス冷却凝縮器 (H-403), モレキュラーシープ塔再生ガス冷却凝縮器 (H-404) を冷却するものであり、冷凍機 (H-61A, B), 低温冷却水ポンプ (P-61A, B), 低温冷却水タンク (T-61A, B) などから構成されている。

冷水塔および冷却水ポンプとしては、第 1 カスケード系の所要水量が約 $900 \text{ m}^3/\text{hr}$ (中間冷却器: 約 $12 \text{ m}^3/\text{hr}$ ・基, 後方冷却器: 約 $14 \text{ m}^3/\text{hr}$ ・基, LO ユニット冷却器: 約 $50 \text{ m}^3/\text{hr}$ ・基), その他の合計水量が約 $17 \text{ m}^3/\text{hr}$ と見積られることから、それぞれ $1000 \text{ m}^3/\text{hr}$ および $457 \text{ m}^3/\text{hr}$ ・基 (揚程 25 m) の容量を有するものを選定した。

一方、前処理系の冷却凝縮器 (H-204: 廃ガスの入口, 出口温度はそれぞれ 160°C および 10°C , 冷水の流量および入口, 出口温度はそれぞれ $5 \text{ m}^3/\text{hr}$, 5°C および 7.6°C) の交換熱量は約 $12700 \text{ Kcal}/\text{hr}$ であり、モレキュラーシープ塔再生ガス冷却凝縮器 (H-207: 再生ガスの入口, 出口温度を 300°C , 10°C , 冷水の流量および入口, 出口温度を $5 \text{ m}^3/\text{hr}$, 5°C および 7.1°C) の交換熱量が約 $10200 \text{ Kcal}/\text{hr}$ となる。さらに、貯蔵系については、廃ガス流量が前処理系における流量の約 1000 分の 1 となるため各冷却器の交換熱量はごく僅かとなる。

以上より、冷凍機 1 基あたりの所要交換熱量は約 $30000 \text{ Kcal}/\text{hr}$, 低温冷却水ポンプの容

量は約 $25 \text{ m}^3/\text{hr}$ (揚程 10 m), 低温冷却水タンクの容積は 1 m^3 (H-204, H-207 を同時に運転した場合の滞留時間を 0.1 時間とする) となる。

3.7.4 排気系

図 3.17, 3.18 は, 管理区域各室の換気を行うための給排気設備を示したものであり, 次の 2 系統から構成されている。すなわち, ^{85}Kr の濃度が比較的 low 放射線レベルの低いと考えられる設備室は排気系 1 により換気し, ^{85}Kr 濃度が高くしかも取扱い量の大きい設備室は排気系 2 による換気を行う。

排気系 1 には, エアフィルター (F-501A, B) および給気送風機 (C-501A, B; 吐出ヘッド + $100 \text{ mmH}_2\text{O}$) からなる給気部ならびに HEPA フィルター (F-502A, B) および排気送風機 (C-502A, B; 吸入ヘッド - $200 \text{ mmH}_2\text{O}$) からなる排気部が各 2 系列 (1 系列は予備) 設置されており, 所要風量 $1640 \text{ m}^3/\text{min}$ に見合う空気を供給・排気することができる。

排気系 2 についても同様の給・排気部が各 2 系列ずつ設置されており, 所要風量 $880 \text{ m}^3/\text{min}$ を満足する空気の給・排気が行える。

両排気系からの排出空気は, 定常時には第 1 カスケード系の排気ガス流と合せて再処理工場のスタックへ送られるが, 各設備室において ^{85}Kr の異常漏洩が生じた場合には, バックアップ設備 (12. で述べるように, 本設備の設計は省略した) へ送られ, ^{85}Kr の放出低減化をはかる。

表 3.1 使用済燃料中に含まれる核分裂生成物¹⁾

核 種	180日冷却後の存在 量 (g/ton-U)	放射能量 (Ci/ton-U)	濃 度 (モル分率)
Kr - 80	2.88×10^{-1}	—	0.0008
	1.62×10^{-1}	—	0.0004
	5.14×10^{-1}	—	0.0013
	4.12×10	—	0.1076
	1.15×10^2	—	0.3003
	2.90×10	1.13×10^4	0.0757
	1.97×10^2	—	0.5144
計	3.83×10^2	1.13×10^4	1.00
Xe - 128	3.23	—	0.0006
	2.01×10^{-11}	2.55×10^{-6}	—
	9.39×10^{-2}	—	—
	1.20×10	—	0.0021
	7.46×10^{-6}	6.30×10^{-1}	—
	4.16×10^2	—	0.0739
	1.20×10^3	—	0.2131
	6.18×10^{-10}	1.15×10^{-4}	—
	1.58×10^3	—	0.2806
	2.42×10^3	—	0.4298
	計	5.63×10^3	6.30×10^{-1}
H - 3 (1)	3.81×10^{-6}	3.70×10^{-2}	0.0001
	7.41×10^{-2}	7.19×10^2	0.9999
	計	7.41×10^{-2}	1.00
I - 127	4.10×10	—	0.1475
	2.37×10^2	3.86×10^{-2}	0.8525
	1.45×10^{-6}	1.84×10^{-1}	—
	計	2.78×10^2	2.23×10^{-1}
Ru - 99	5.02×10^{-3}	—	—
	5.99×10	—	0.0255
	8.00×10^2	—	0.3404
	7.95×10^2	—	0.3383
	1.83	5.87×10^4	0.0008
	5.66×10^2	—	0.2409
	1.27×10^2	4.27×10^5	0.0540
計	2.35×10^3	4.86×10^5	1.00

(1) 燃料被ふく材等の構造材からのトリチウム

(2) 使用済燃料からのトリチウム

表3.2 入口廃ガス条件

圧力	1.0 Kg/cm ² A		
温度	常温 (25℃)		
処理量	5168 Nm ³ /day		
成分	組成	流量	放射能
窒素	49.46 %	2556 Nm ³ /day	—
酸素	46.56 %	2406 Nm ³ /day	—
水蒸気*	3.25 %	168 Nm ³ /day	—
アルゴン, ネオン	5820 ppm	30 Nm ³ /day	—
キセノン	910 ppm	4.7 Nm ³ /day	3.15 Ci/day
窒素酸化物	340 ppm	1.77 Nm ³ /day	—
二酸化炭素	186 ppm	960 Nℓ/day	—
クリプトン	98 ppm	509 Nℓ/day	56500 Ci/day
水素・トリチウム	62 ppm	320 Nℓ/day	900 Ci/day
ヨウ素	0.5 ppm	2.7 Nℓ/day	12.3 mCi/day
ルテニウム	—	—	24.0 mCi/day
炭化水素	< 1 ppm	—	—

* 水蒸気は、25℃における飽和蒸気量である。

表 3.3 廃ガス中に含まれる各成分の除去方法

除去成分	除去方法	除去能力	備 考
ヨウ素 (I_2 :単体ヨウ素) (MeI:ヨウ化メチル)	アルカリスクラバー	I_2 :良好 MeI:不良	・粗処理に適する。 ・炭酸塩の溶解度が低いため、NaOHの場合、ブラッキングの恐れがある。
	活 性 炭	I_2 :良好 MeI:不良	・亜硝酸ガスによる発火の恐れがある。
	銀ゼオライト	I_2 :良好 MeI:良好	・不燃性である。 ・吸着材が高価である。
	金属浸漬床 (Cd, Pb)	I_2 :良好 MeI:不良	・銀ゼオライトより安価である。
	浸漬活性炭 (KIとトリエチレンジ アミンの組合せ)	I_2 :良好 MeI:良好	・MeI容量は CO_2 により影響される。 ・亜硝酸による発火の恐れがある。
	触媒酸化	I_2 :良好 MeI:良好	・CuO-MnO ₂ 触媒は150~500℃で有機化合物を酸化し、有機性ヨウ素を CO_2 , H_2O , I_2 に分解する。 ・触媒が安価である。
トリチウム	トリチウムガスの酸化および トリチウム水の吸着		・触媒酸化反応(Pd, Pt) ・ほぼ100%の転換率が期待できる。
窒素酸化物	アルカリスクラバー	NO:不良 NO ₂ :60~ 70%除去	・希薄ガスには適用できない。 ・大量の廃液が発生する。
	NH ₃ 還元法	NO _x :数ppm にまで除去	・選択的にNO _x の還元を行える。
	H ₂ 還元法	同 上	・予め酸素を除去する必要がある。
揮 発 性 ルテニウム	シリカゲル	良 好	・熱水により再生できる。
	Bio-Rad's HZO-1 (Hydrous Zirconium Oxide Gel)	良 好	・廃ガスが露点温度のときケーキを作りやすい。

表 3.4 銀ゼオライトのヨウ素除去性能

ヨウ素の化学形	CH ₃ I	I ₂	CH ₃ I	I ₂
吸着材層の高さ (inch)	2	2	2	2
吸着塔の直径 (inch)	2	2	2	2
操作温度 (°C)	130	130	130	25
関係湿度 (%)	95	95	95	70
空塔速度 (ft/min)	40	40	40	40
ヨウ素濃度 (mg/m ³)	2	15	15	15
吸着効率 (%)	99.92	99.99	99.24	99.99
吸着容量	85 mg - Me I/g - AgX 200 mg - I ₂ /g - AgX			

表 3.5 ルテニウムの除去率の比較

ルテニウム濃度 g-Ru / ℓ	廃ガス 通過時間	除 染 係 数 DF	
		HZO-1 (SV* = 0.4 ft/sec)	シリカゲル (SV = 0.4 ft/sec)
< 0.0002	0-1	18,572	10,984
	1-2	13,380	5,828
	2-3	13,780	320
0.02	0-1	1,171	343
	1-2	4,194	107
	2-3	3,456	214
2	0-1	> 9,000	> 9,000
	1-2	> 9,000	> 9,000
	2-3	> 9,000	> 9,000

* SV は空塔速度を意味する。

表 3.6 配管・計装系統図用記号

バルブ本体		バルブ操作部		配管部品関係	
記号	名称	記号	名称	記号	名称
	ゲート		ダイヤフラム		セパレーター
	グローブ	 □ 内の記号により分類 S: ソレノイド M: モーター A: 空気圧 H: 水圧 O: 油圧	ダイヤフラム		Y型ストレーナ
	ボール				T型ストレーナ
	ニードル				フランジ
	三方弁				盲フランジ
	ダイヤフラム				ラブチュアダプタ
	バタフライ	計装関係	計装関係		フレキシブル管
	ボール				エキスパンションジョイント
	アングル				オイルトラップ
	安全弁, 逃し弁				レデューサー
	逆止弁				電動ダンパ
	フロート弁				手動ダンパ
	減圧弁				キャップ
	ロック弁				サンプリングノズル
	フット弁				
	ロータリー弁				
		記号	名称		
			発信器		
			パネル計器		
			現場計器		
			演算器		
			検出エレメント		
			流量変換器		
			オリフィス		
			浮子式流量計		
			サイリスタレギュレータ		
			タービン流量計		
				配管材質	
		記号	材質		
		S	SUS (ステンレス鋼)		
		T	STPT(高温用炭素鋼管)		
		G	STPG(高圧用炭素鋼管)		
		P	SGP (一般配管用鋼管)		

表 3.7 計器機能記号

第 1 部 第 1 文字 (プロセス変量又は方式)	第 2 部 第 2 文字以下 (機能)													備 考		
	現場指示 -G	検出端 -E	発信器 -T	指示計 -I	記録計 -R	警報計 -A	調節計 -C	指示計 -IC	調節計 -RC	指報示計 -IA	記録計 -RA	調節計 -CA	指報調節計 -ICA		記録調節計 -RCA	警報又は スイッチ -S
成分分析	A		AT	AI	AR	AA	AC	AIC	ARC	AIA	ARA	ACA	AICA	ARCA		Aの代りにCO ₂ , B, O ₂ , J等を記すことがある。
伝動度	C		CT	CI	CR	CA	CC	CIC	CRG	CIA	CRA	CCA	CICA	CRCA		
密度	D		DT	DI	DR	DA	DC	DIC	DRG	DIA	DRA	DCA	DICA	DRCA		
流量	F		FT	FI	FR	FA	FC	FIC	FRC	FIA	FRA	FCA	FICA	FRCA	FS	積算は末尾にQをつける。
手動	H						HC									
液面	L		LT	LI	LR	LA	LC	LIC	LRC	LIA	LRA	LCA	LICA	LRCAL	LS	
水分	M		MT	MI	MR	MA	MC	MIC	MRC	MIA	MRA	MCA	MICA	MRCA		
圧力	P		PT	PI	PR	PA	PC	PIC	PRC	PIA	PRA	PCA	PICA	PRCA	PS	マノメータはPM
速隔	R						RC	RIC								
速度	S		ST	SI	SR	SA	SC	SIC	SRC	SIA	SRA	SCA	SICA	SRCA		
温度	T		TT	TI	TR	TA	TC	TIC	TRG	TIA	TRA	TCA	TICA	TRCA	TS	
粘度	V		VT	VI	VR	VA	VC	VIC	VRC	VIA	VRA	VCA	VICA	VRCA		
重量	W		WT	WI	WR	WA	WC	WIC	WRC	WIA	WRA	WCA	WICA	WRCA		
水素イオン濃度	PH		PHT	PHI	PHR	PHA	PHC	PHIC	PHRC	PHIA	PHRA	PHCA	PHICA	PHRCA		
熱量	Q		QT	QI	QR	QA	QC	QIC	QRC	QIA	QRA	QCA	QICA	QRCA		
その他	X		XT	XI	XR	XA	XC	XIC	XRC	XIA	XRA	XCA	XICA	XRCA		内容は注記による。

[. 差を検出する場合は第1文字の後に小文字の d をつける。

[. 比率の場合は r をつける。

[. 界面の場合は i をつける。

表 3.8 警 報 項 目^{*1}

	検 出 記 号	計 器	異 常	備 考
受 入 系	廃ガス圧縮機入口圧力	PIA-103	低	
	廃ガス圧縮機 (C-101A) 出口温度	TRA-102A	高	
	" (C-101B) "	TRA-102B	"	
	" 出口圧力 "	TRA-103	"	
	" " "	PIA-104	"	
	" " "	"	低	
	ドレン液槽 (T-102) 液位	LA-101	高	
	" " "	"	低	
	ドレン液ポンプ (P-101A, B) 吐出圧	PIA-105	高	
	" " "	"	低	
	廃ガス受入槽 (T-101A) 圧力	PIA-102A	高	
	" (T-101B) "	" B	"	
	" (T-101C) "	" C	"	
	" (T-101D) "	" D	"	
	" (T-101E) "	" E	"	
	" (T-101F) "	" F	"	
	" (T-101G) "	" G	"	
	" (T-101H) "	" H	"	
" (T-101I) "	" I	"		
" (T-101J) "	" J	"		
前 処 理 系	前処理系入口圧力	PIA-201	高	
	" " "	"	低	
	入口廃ガス加熱器 (H-201) 出口温度	TRCA-202	高	
	" " "	"	低	
	ガス加熱器 (H-203) 出口温度	TRCA-204	高	
	" " "	"	低	
	NH ₃ ガス圧力	PIA-202	"	
	窒素酸化物水素反応塔 (T-202) 入口温度	TRA-205	高	
	冷却凝縮器 (H-204) 出口温度	TRCA-208	"	
	" " "	"	低	
トリチウム水槽 (T-203A, B) 液位	LA-201A, B	高		
" " "	"	"		
トリチウム水移送ポンプ (P-201A, B) 吐出圧	PIA-203	"		
" " "	"	低		

*1 計器の仕様については附録1参照。

表 3.8 (続 き)

	検 出 記 号	計 器	異常	備 考
前 処 理 系	M・S塔 ^{*2} 再生ガス冷却凝縮器(H-207) 出口温度	TRCA-211	高	
	〃 〃	〃	低	
	再生ガス送風機(C-201A) 吸込圧	PIA-204	〃	
	〃 吐出圧	〃 205	高	
	〃 〃	〃	低	
	M・S塔 ^{*2} 再生ガス加熱器(H-206) 出口温度	TRCA-209	高	
〃 〃	〃	低		
カ ス ケ ー ド I 系	第1カスケード系拡散筒(1段目) 入口温度	TRCA-301a	高	
	〃 (25段目) 〃	TRCA-325a	〃	
	〃 (1段目) 入口圧力	PRA-301a	〃	
	〃 (25段目) 〃	PRA-325a	〃	
	第1カスケード系(1段目) 圧縮機低圧側温度	TRCA-301c	〃	
	〃 (25段目) 〃	TRCA-325c	〃	
貯 蔵 系	貯蔵系入口圧力	PIA-401	低	
	希ガス抜き出しポンプ(C-401A) 吐出圧	PIA-402	高	
	〃 〃	〃	低	
	酸素水素結合器(T-401) 入口水素濃度	H ₂ RA-401	高	
	〃 出口水素濃度	H ₂ RA-402	〃	
	〃 内部温度	TRCA-402	〃	
	希ガス冷却器(H-402) 出口温度	TRA-403	〃	
	〃 〃	〃	低	
	希ガス循環ポンプ(C-402) 吸込圧	PIA-405	〃	
	〃 吐出圧	PIA-404	高	
	〃 〃	〃	低	
	希ガス冷却凝縮器(H-403) 出口温度	TRCA-404	高	
貯蔵系再生ガス冷却凝縮器(H-404) 〃	TRCA-405	〃		
〃 〃	〃	低		
〃 送風機(C-403) 吸込圧	PIA-407	〃		
〃 〃 吐出圧	PIA-406	高		

*2 モレキュラーシーブ塔

表 3.8 (続き)

	検 出 記 号	計 器	異常	備 考
貯 蔵 系	貯蔵系再生ガス冷却送風機 (C-403) 吐出圧	PIA-406	低	
	" 加熱器 (H-405) 出口温度	TRCA-406	高	
	" " "	"	低	
	貯蔵系給水受槽 (T-402) 液位	LA-401 A, B	高	
	" " "	"	低	
	バッファタンク (T-404) 圧力	PIA-408	高	
	" " "	"	低	
	希ガス低圧圧縮機 (C-404A, B) 出口温度	TRA-407A, B	高	
	" " 吐出圧	PIA-409	"	
	" " "	"	低	
	希ガス貯槽 (T-405) 圧力	PIA-410	高	
	" " "	"	低	
	バッファタンク (T-404) 入口温度	TRA-409	高	
希ガス高圧圧縮機 (C-405) 吐出圧	PIA-411	"		
" " "	"	低		
" (C-405A) " " B) 吐出圧	TRA-408A, B	高		
シ ー ル ガ ス 系	シールガス圧縮機 (C-327A) 出口温度	TRA-327A	高	
	" (C-327B) "	TRA-327B	"	
	" 吐出圧	PIA-327	"	
	" " "	"	低	
	圧縮機 (C-301) シールガス流量	FIA-328	高	警報・停止
	" (C-325) "	FIA-352	高	"
	" (C-301) "	FIA-328	低	"
	" (C-305) "	FIA-352	低	"
潤 滑 油 系	LOタンク (T-301) 油面	LS-301	低	
	" (T-302) "	LS-302	"	
	" (T-303) "	LS-303	"	
	" (T-304) "	LS-304	"	
	" (T-305) "	LS-305	"	
	LO供給圧力 (No1 ユニット)	PS-301a	"	警報・停止
	" (No5 ユニット)	PS-305a	"	"
" (No1 ユニット)	PS-301b	"	"	

表 3.8 (続き)

	検 出 記 号	計 器	異常	備 考
潤油 滑系	LO供給圧力(#5 ユニット)	PS-305b	低	警報・停止
振 動	圧縮機(C-301)振動 " (C-325) "	VIA-301 VIA-325	高 "	警報・停止 "
換 気 系	換気系1.給気エアフィルター入口温度 " 差圧 換気系2. " 入口温度 " 差圧 換気系1.排気HEPAフィルター入口温度 " 差圧 換気系2.排気HEPAフィルター入口温度 " 差圧 換気系1.排気送風機吸込圧 換気系2. "	TRA-501 PdS-501A, B TRA-505 PdS-503A, B TRA-503 PdS-502A, B TRA-507 PdS-504A, B PIA-501 PIA-502	高 " " " " " " " "	
冷 却 系	冷水塔(H-51)内部温度 " 出口温度 冷却水ポンプ吐出圧 " 冷却水流量 冷凍機出口温度 低温冷却水ポンプ(P-61)吐出圧 " タンク(T-61)液位 "	TRA-51 " -52 " -53 PIA-51 " FIA-51 TRA-61A, B PIA-61A, B " LA-61A, B "	高 " " " 低 " 高 " 低 高 低	

表 3.9 プロセス操作条件および廃ガス組成

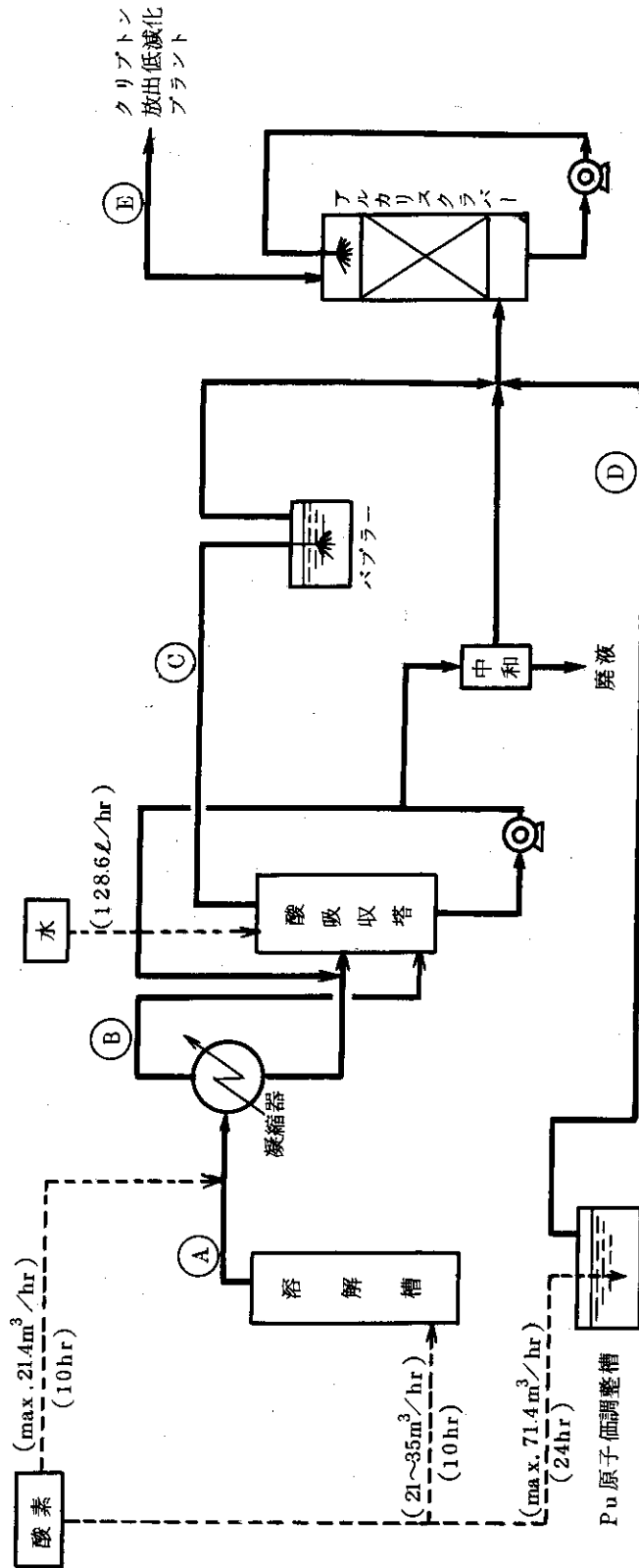
番号	受入系		前処理系										カスケード1系	
	101	廃ガス入口	201	202	203	204	205	206	207	208	209	210	301	302
場所			HI-201 入口	T-201 A, B 出口	T-202 入口	T-202 出口	S-201 出口	T-204 A ~ D 出口	T-206 出口	S-202 出口	T-204 A ~ D 再生ライン入口	T-204 A ~ D 再生ライン出口	C-313 Feed 入口	C-326 吸込
流量	5168 Nm ³ /hr	max. 284 Nm ³ /hr min. 78 "	215.3 Nm ³ /hr 285.7 Kg/hr	同左	215.4 Nm ³ /hr	同左	210.7 Nm ³ /hr	208.5 Nm ³ /hr	同左	200 Nm ³ /hr (dry base)	冷: 1.0 Kg/cm ² abs 再: 1.8 "	冷: 1.05 Kg/cm ² abs 再: 1.8 "	208.5 Nm ³ /hr 9.30 Km ³ /hr	9.42 Km ³ /hr
圧力	大気圧		1.5 Kg/cm ² abs	→ 1.0 Kg/cm ² abs									1.0 Kg/cm ² abs	95 Torr
温度	常温 (25°C)		40°C	100°C	350°C	同左	10°C	≒ 40°C	同左	10°C	冷: 10°C (凝) 再: 300°C	同左	40°C	40°C
ガス組成	N ₂	2556 Nm ³ /day	49.46 %	106.6 Nm ³ /hr 133.2 Kg/hr	同左	同左	同左	同左	"	"	"	"	4.76 Km ³ /hr	4.84 Km ³ /hr
	O ₂	2406 "	46.56 %	100.3 "	"	"	"	"	"	"	"	"	4.47 "	4.52 "
	H ₂ O	168 "	3.25 %	7.0 "	"	"	2.66 Nm ³ /hr 214 Kg/hr	266 Nm ³ /hr 214 g/hr 以下	"	冷: 214 g/hr 再: 214 Kg/hr	同左	冷: 214 g/hr 再: 10.4 Kg/hr	*4	"
	Ar, Ne	30 "	5820 ppm	1.25 "	"	"	同左	同左	"	"	"	"	0.058 Km ³ /hr	0.058 "
	Xe	4.7 "	910 "	0.196 "	"	"	"	"	"	"	"	"	0.00874 "	99 × 10 ⁻⁶ "
	NO _x	1.77 "	340 "	73.8 Nm ³ /hr 125 g/hr	"	"	0.87 Nm ³ /hr 以下 (4 ppm 以下)	"	"	"	"	"	*4	"
	CO ₂	960 Nm ³ /day	186 "	40 "	"	"	同左	"	"	"	"	"	*4	"
	Kr	509 "	98 "	21.2 "	"	"	"	"	"	"	"	"	0.000946 Km ³ /hr	8.4 × 10 ⁻⁶ "
	H ₂ , HT	320 "	62 "	13.3 "	"	"	"	"	"	"	"	"	*4	"
	I	2.7 "	0.5 "	0.113 "	0.113 × 10 ⁻³ Nm ³ /hr 0.639 × 10 ⁻³ g/hr	"	同左	"	"	"	"	"	"	"
Ru	2.6 × 10 ⁻⁵ "	-	1.08 × 10 ⁻⁶ "	同左	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
CH	-	1 ppm 以下	同左	"	"	"	"	"	同左	"	"	"	"	"
NH ₃	-	-	-	-	74 Nm ³ /hr 56 g/hr	"	0.87 Nm ³ /hr 以下 (4 ppm 以下)	"	"	"	"	"	2354 Ci/hr	21 Ci/hr
Kr	56500 Ci/day		2354 Ci/hr	同左	同左	同左	同左	同左	"	"	"	"	37.5 mCi/hr	37.5 mCi/hr
HT (HTO)	900 "		37.5 "	"	"	"	37.5 Ci/hr	37.5 mCi/hr 以下	"	冷: 37.5 mCi/hr 再: 375-140 Ci/hr	同左	冷: 37.5 mCi/hr 再: 145 Ci/hr	131 "	14.6 μCi/hr
Xe	3.15 "		131 mCi/hr	"	"	"	"	同左	"	"	"	"	-	-
Ru	24 mCi/day		1.0 "	"	"	"	"	"	0.001 mCi/hr	"	"	"	-	-
I	12.3 "		0.5125 "	0.5125 × 10 ⁻³ mCi/hr	"	"	"	"	同左	"	"	"	-	-
備考			101 の値を 24 hr で除した数値。				露点 -60°C		同左		冷: M. S 冷却時 再: M. S 再生時			

*1 受入系, 前処理系については容積組成 (% ppm)
 *2 206 のガスを再生ガスに用いる。
 *3 考慮しない (詳細設計の段階で検討する)。
 *4 N₂, O₂, Ar, Kr, Xe を対象としたカスケード計算を行い、他の成分は分子量の大きさに応じて、これら 5 成分に振分けした。

表 3.9 (続き)

番号	カスケード1系		貯蔵系									
	303	304	401	402	403	404	405	406	407	408	409	410
場所	C-327 A, B 出口	C-401 A, B 吸込側	T-401 入口	T-401 出口	H-403 入口	T-403 A, B 入口	T-403 A, B 出口	C-404 A, B 吸込側	C-405 A, B 吸込側	S-402 出口	T-403 A, B 再生ライン入口	T-403 A, B 再生ライン出口
流量	100Nm ³ /min. 268mol/hr	11.4mol/hr	80.9mol/hr	79.7mol/hr	12.6mol/hr	10.4mol/hr	10.2mol/hr	(min) 103 mol/hr	4510 mol/hr (1.7Nm ³ /min)	10 mol/hr		
圧力	2Kg/cm ² G	700 Torr	750 Torr	740 Torr	-	-	-	max. 700 Torr min. 550 "	max. 4Kg/cm ² G min. 0 "	冷: 1.0Kg/cm ² abs 再: 1.5 "		
温度	40°C	40°C	40°C	150°C	40°C	10°C	50°C	同左	同左	同左	冷: 10°C 再: 300°C	
ガス組成	N ₂	137mol/hr	0.310mol/hr	同左	0.310mol/hr	同左	同左	310mol/hr	136mol/hr			
	O ₂	129 "	1.20 "	-	-	"	"	同左	同左			
	Ar	1.6 "	0.217 "	1.38 "	同左	0.218 "	同左	"	2.18 "	96 "		
	Xe	2.8×10 ⁻⁵ "	8.74 "	55.2 "	"	8.74 "	"	"	87.4 "	3860 "		
	Kr	2.4×10 ⁻⁴ "	0.938 "	5.92 "	"	0.937 "	"	"	9.38 "	414 "		
	H ₂	-	-	2.408 "	-	-	"	"	同左	同左		
放射能	H ₂ O	-	-	15.2mol/hr	2.408 "	0.126 "	1.3×10 ⁻³ "	1.3×10 ⁻² "	0.57 "			
	Kr	0.67 Ci/hr	2333 Ci/hr	同左	同左	同左	同左	23330 Ci/hr	1.03×10 ⁶ Ci/hr			
	Xe	-	0.131 Ci/hr	"	"	"	"	1.31 "	58.3 "			
備考	HTO	1.05mCi/hr	-	-	-	-	-	-	-			
							露点 - 40°C	C-404 はバッチ 操作(1回/1hr)。	C-405 はバッチ 操作(約2回/ Week)。	冷: M. S 塔冷却時 再: M. S 塔再生時		

*5 405 のガスを再生ガスに用いる。



	A	B	C	D	E	備考
H ₂ O	196.4kg/Batch*	0.5kg/Batch	0.04kg/Batch	-	Trace量	* Batchは溶解槽1基当りを意味する。 ** 装置全体からの混入空気成分を含めたもの。
HNO ₃	6.9	-	-	-		
NO	20.3	-	-	-	2477 kg/day**	
NO ₂	31.1	8.2	0.9	-	4285	
N ₂ O ₄	-	6.6	3.6	1714 Nm ³ /day		
O ₂	21.7	4.5	1.0	-		
N ₂	-	-	-	-	1768.5Nm ³ /day	
流量	418 Nm ³ /hr	171 Nm ³ /hr	2.0 Nm ³ /hr	1714 Nm ³ /day		

図 3.1 溶解およびPu原子価調整工程における概略フローシート

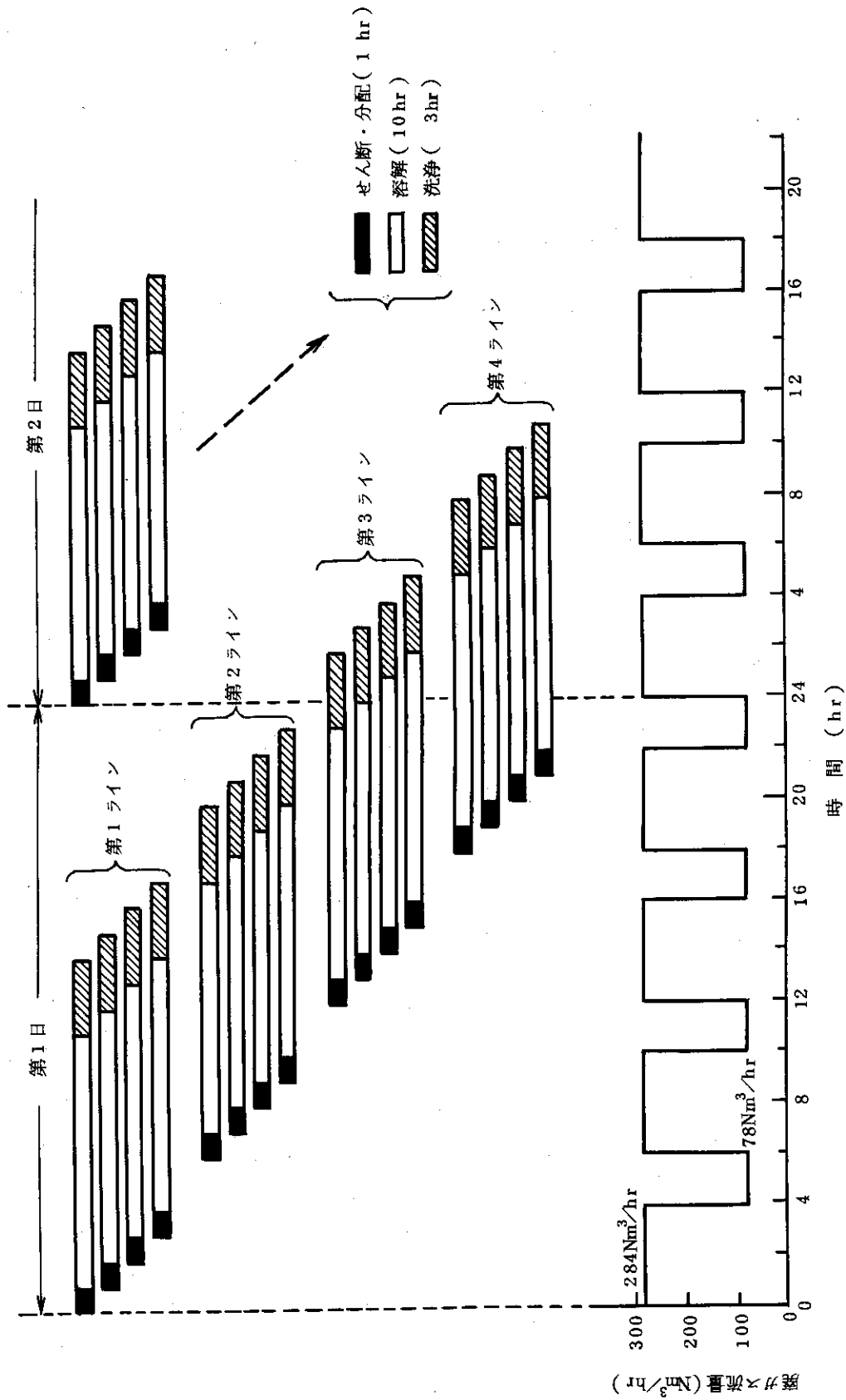


図 3.2 せん断-溶解工程の運転方式と脱ガス発生量

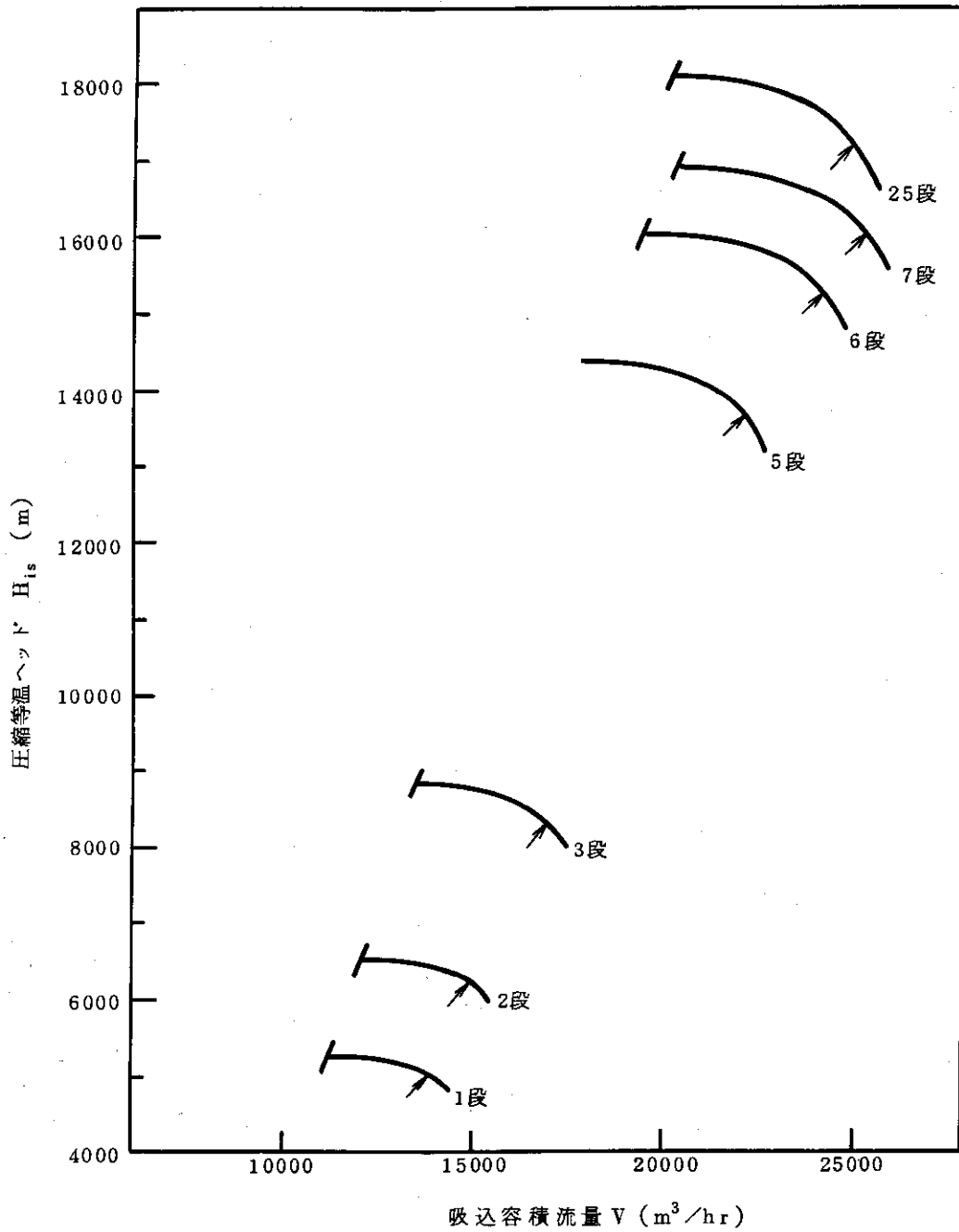


図 3.3 遠心圧縮機の性能曲線 (回転数一定)

[矢印:設計点]

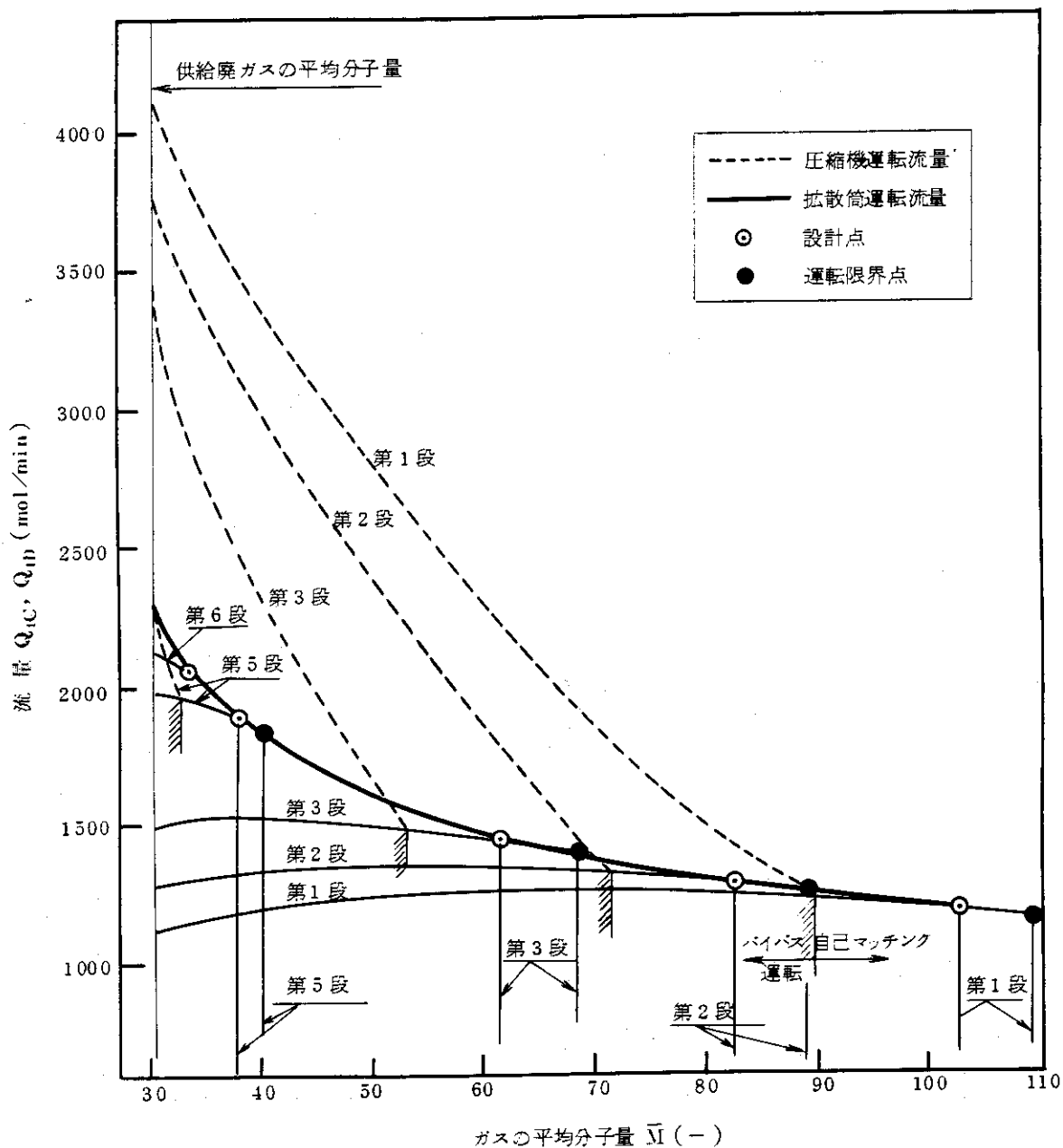


図 3.4 起動時における圧縮機および拡散筒の運転流量の変化

(拡散筒運転流量：隔膜透過流量)

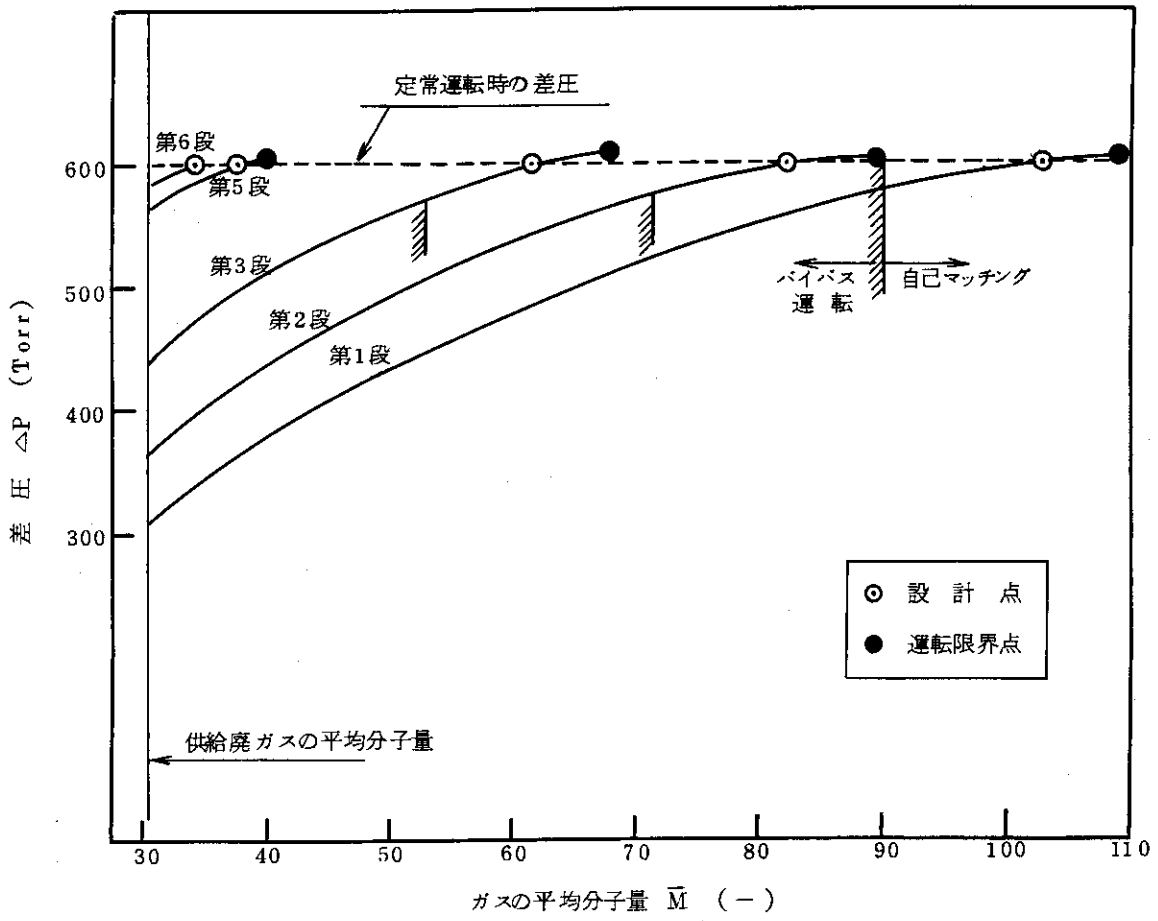


図 3.5 起動時における圧縮機運転差圧の変化

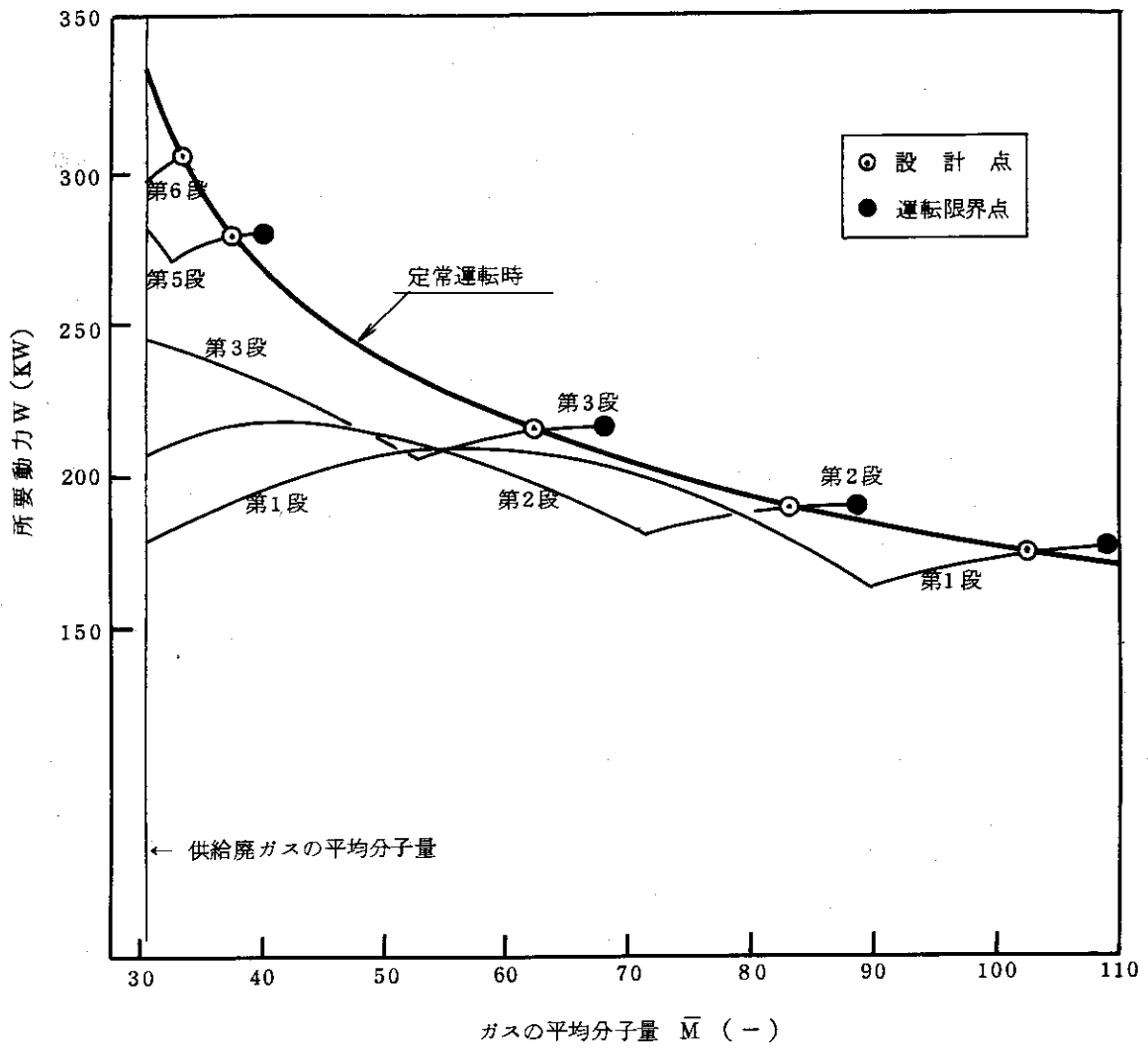
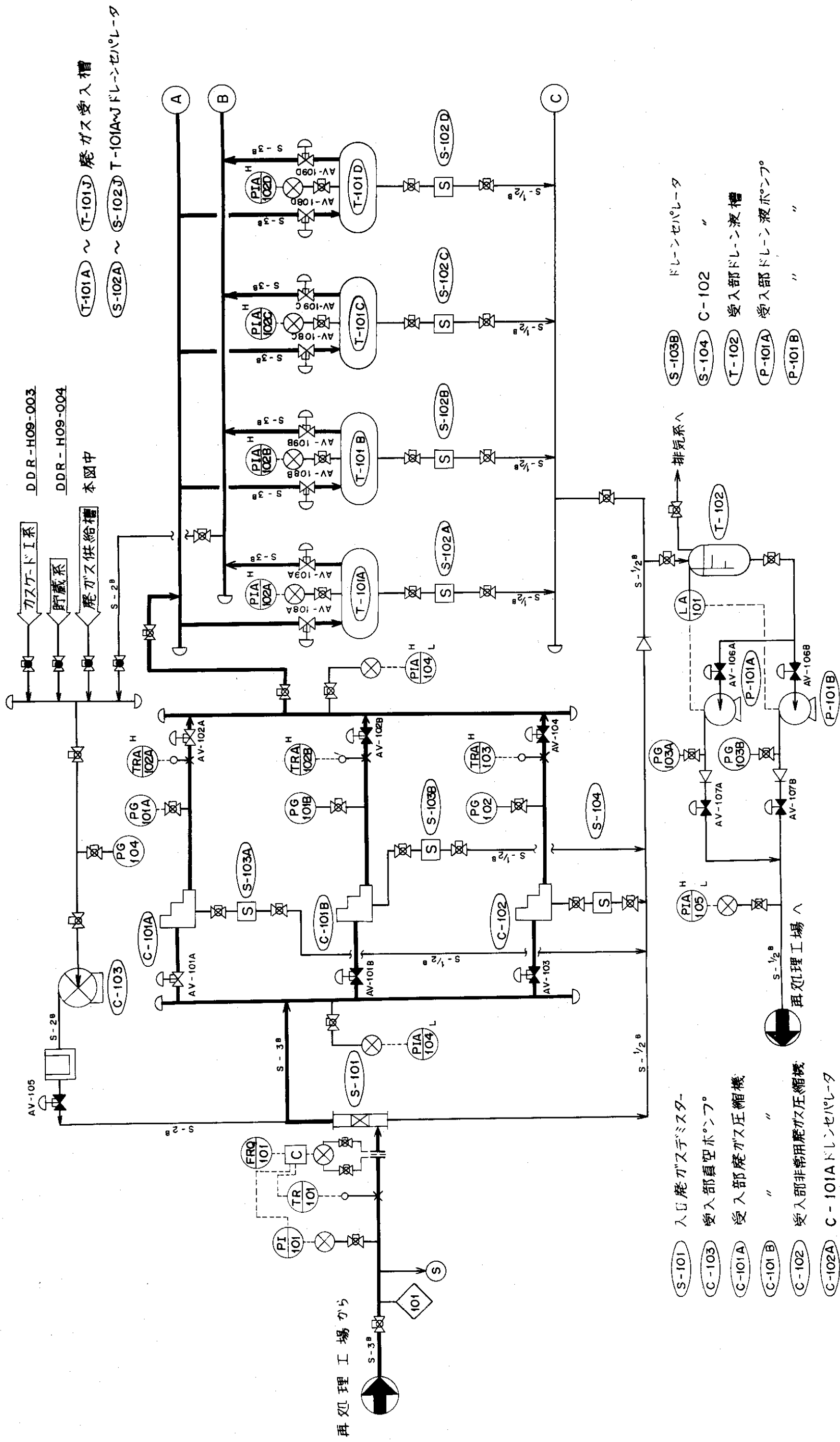


図 3.6 起動時における圧縮機所要動力の変化



- (S-101) 入り廃ガスミスター
- (C-103) 受入部真空ポンプ
- (C-101A) 受入部廃ガス圧縮機
- (C-101B) " "
- (C-102) 受入部非常用廃ガス圧縮機
- (C-102A) C-101Aドレンセパレータ

- (S-103B) ドレンセパレータ
- (S-104) C-102
- (T-102) 受入部ドレン液槽
- (P-101A) 受入部ドレン液ポンプ
- (P-101B) " "

図 3.7 廃ガス受入系および前処理系のエンジニアリングフローシート

H-201 入口廃ガス加熱器 F-201A フィルター-NO.1A T-201A ヨウ素吸着塔 A
 F-201B " NO.1B T-201B " B

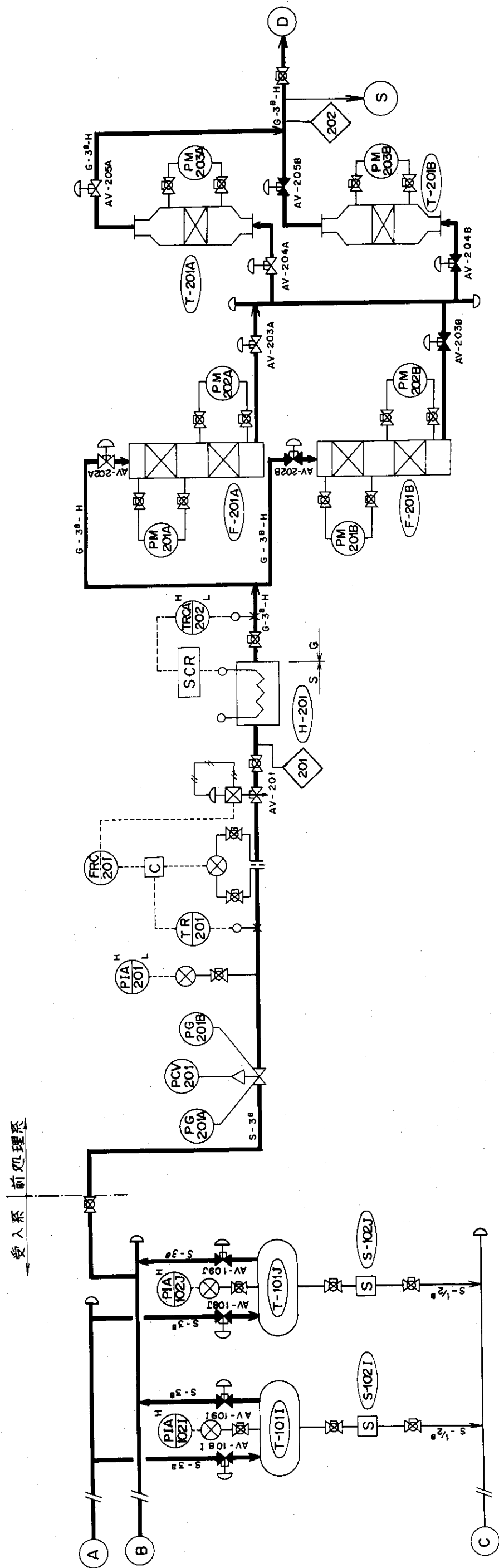


図 3.8 廃ガス受入系および前処理系のエンジニアリングフローシート (続き)

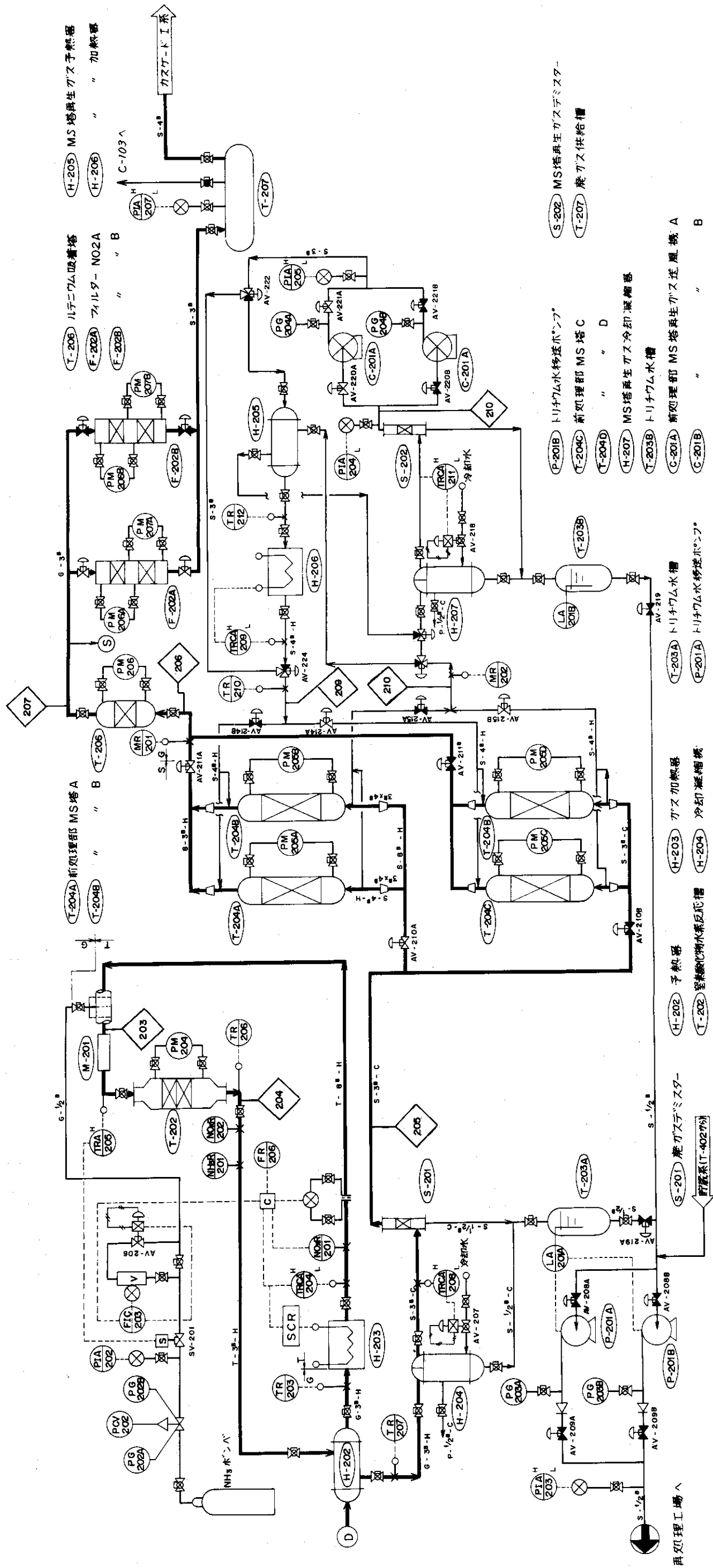


図 3.9 廃ガス受入系および前処理系のエンジニアリングフローシート (続き)

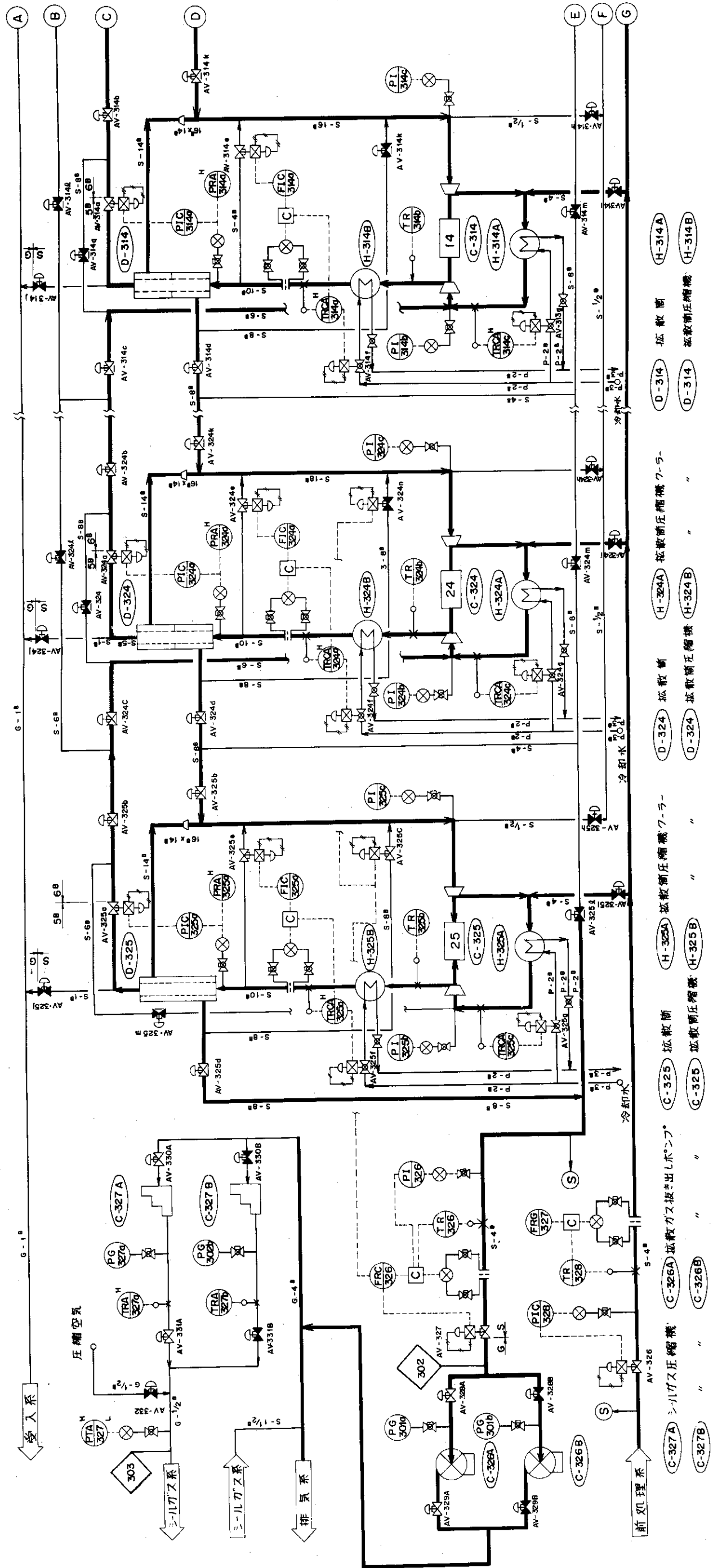


図 3.10 第 1 カスケード系のエンジンブローアップ

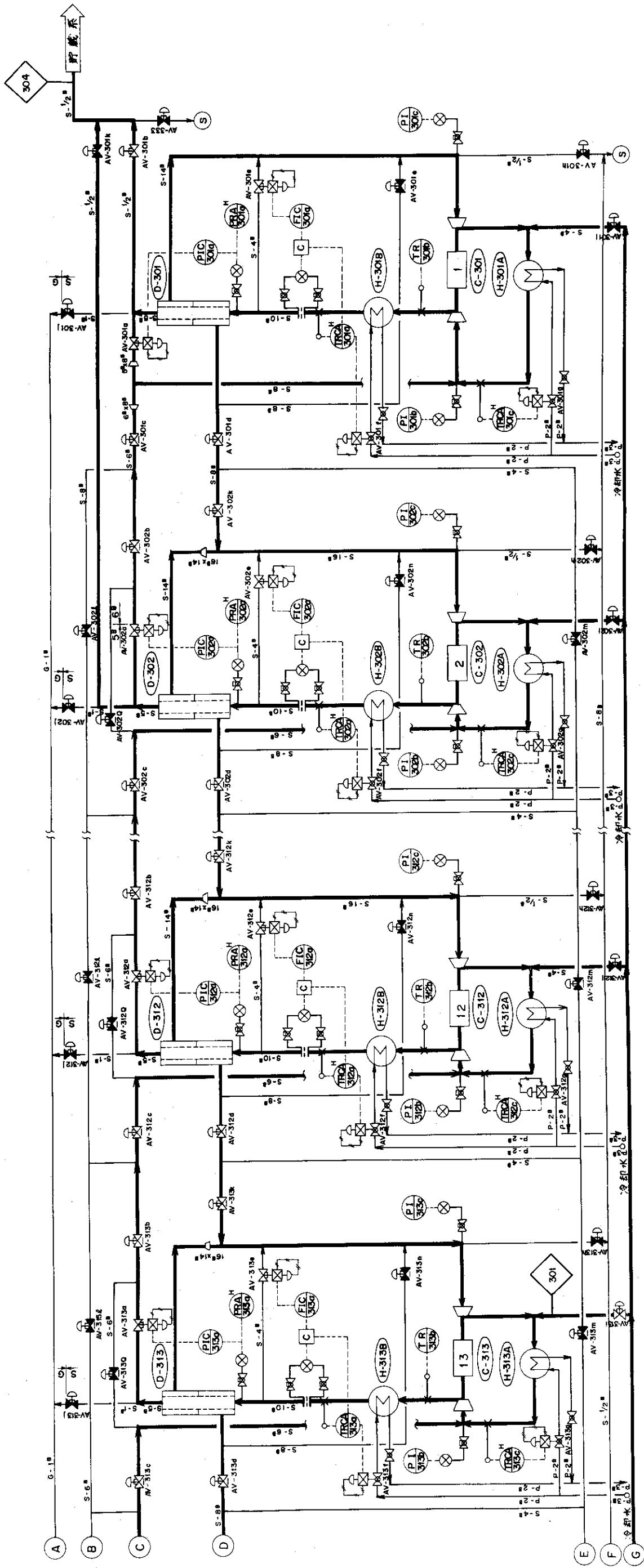


図 3.1.1 第 1 カスケード系のエンジンアリアリングシート (続き)

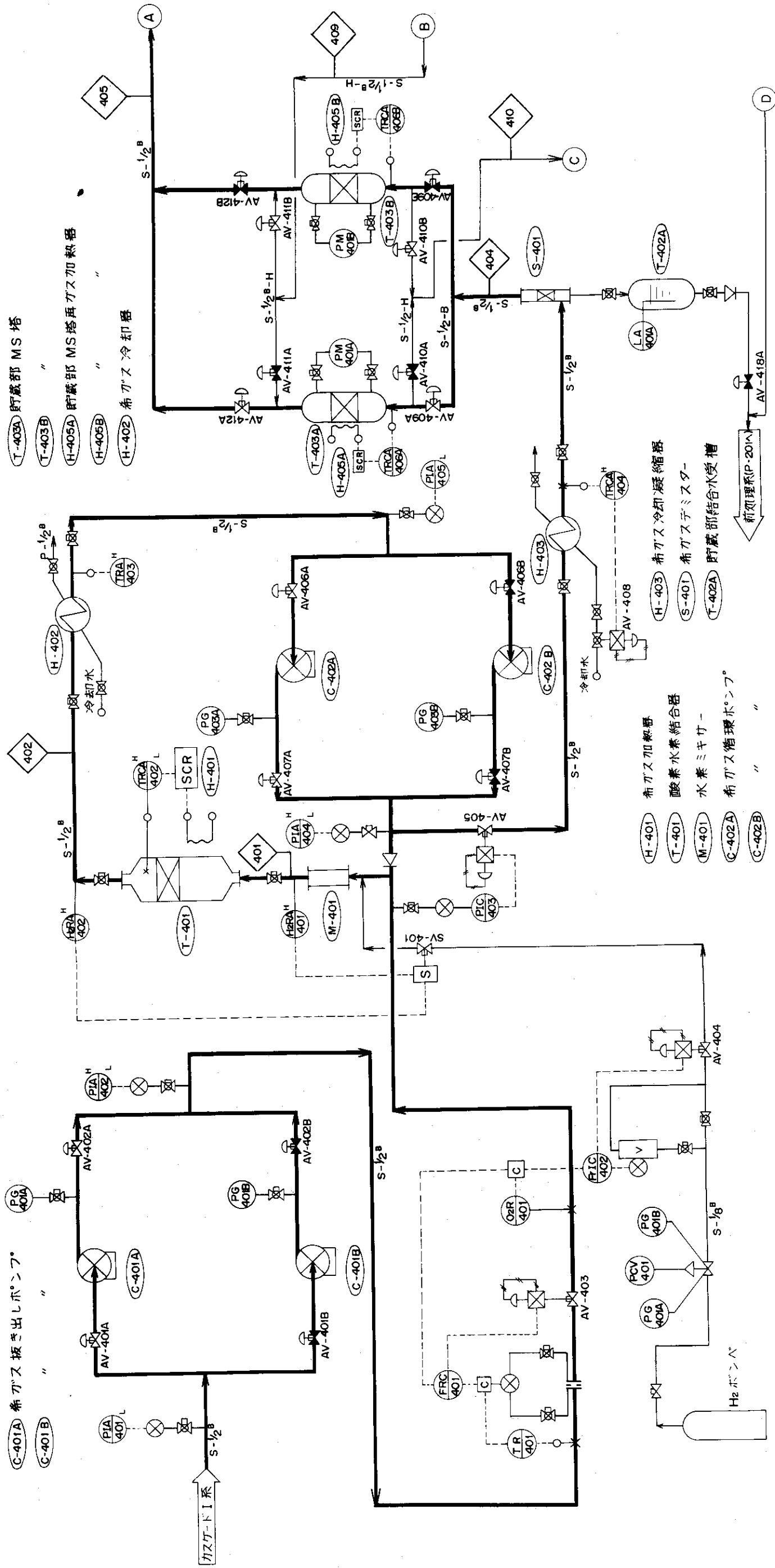


図 3.12 貯蔵系のエンジンリアリングフロート

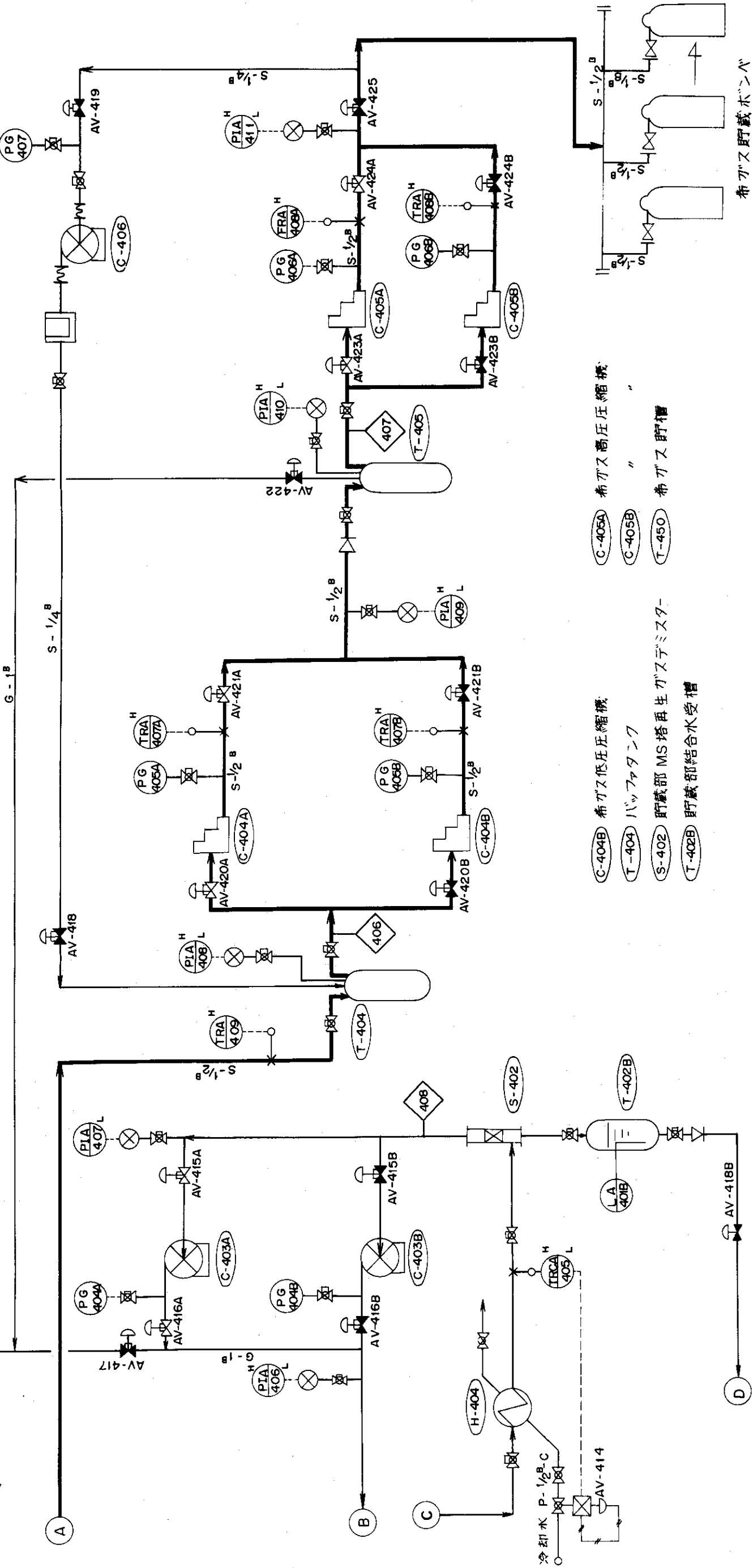
(C-403A) 貯蔵部 M.S 塔再生ガス送風機
 (C-403B) " " M.S
 (H-404) 貯蔵部 M.S 塔再生ガス冷却凝結機

(C-404A) 希ガス低圧圧縮機
 (C-404B) 希ガス低圧圧縮機

(C-406) ボトリング用真空ポンプ

冷却水 P-1/2-B-C

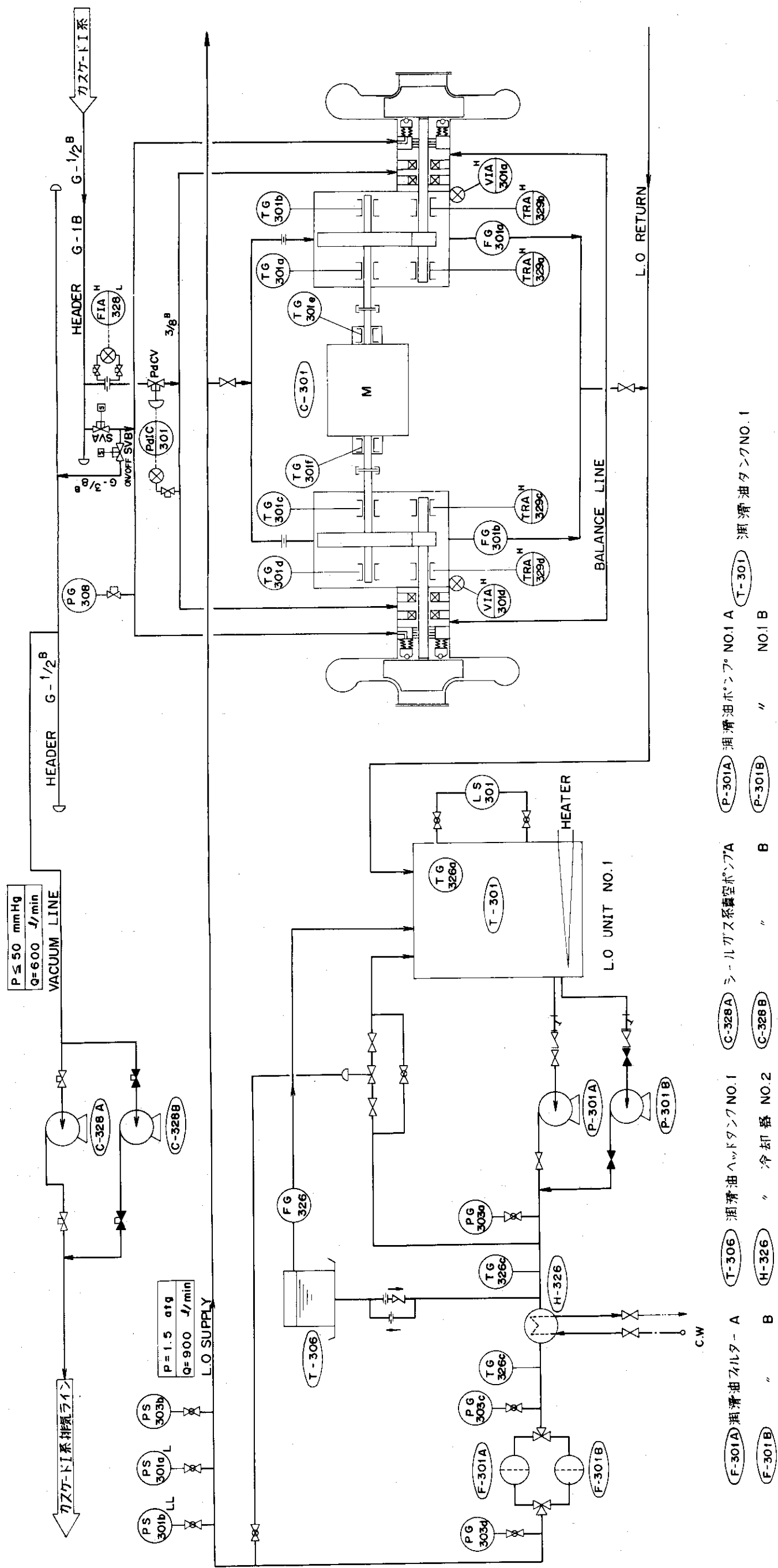
輸入系(C-103)



(C-405A) 希ガス高圧圧縮機
 (C-405B) " " "
 (T-404) バッファタンク
 (S-402) 貯蔵部 MS 塔再生ガスデミスター
 (T-402B) 貯蔵部結水受槽

希ガス貯蔵ポンプ

図 3.1.3 貯蔵系のエンジニアリングフローシート (続き)



- (F-301A) 潤滑油フィルター A
- (F-301B) 潤滑油フィルター B
- (T-306) 潤滑油ヘッドタンク NO.1
- (T-301) ミーラルガス系真空ポンプ A
- (T-301A) 潤滑油ポンプ NO.1 A
- (T-301B) 潤滑油ポンプ NO.1 B
- (H-326) 冷却器 NO.2
- (C-328A) 冷却器 NO.1
- (C-328B) 冷却器 NO.2
- (P-301A) 潤滑油ヘッドポンプ NO.1 A
- (P-301B) 潤滑油ポンプ NO.1 B
- (P-301C) 潤滑油ポンプ NO.1 C
- (P-301D) 潤滑油ポンプ NO.1 D

図 3.1 4 シールガス系および潤滑油系のエンジンアリングフローシート

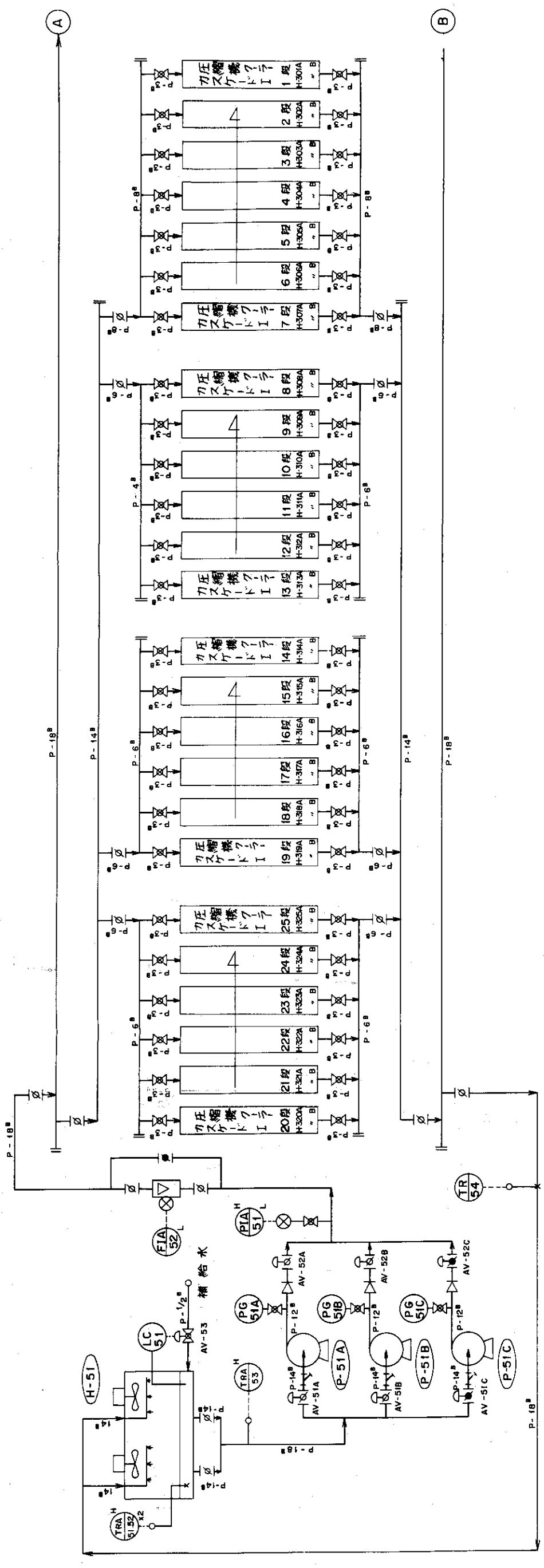


図 3.15 冷却系のエンジン・アリングフロロシード

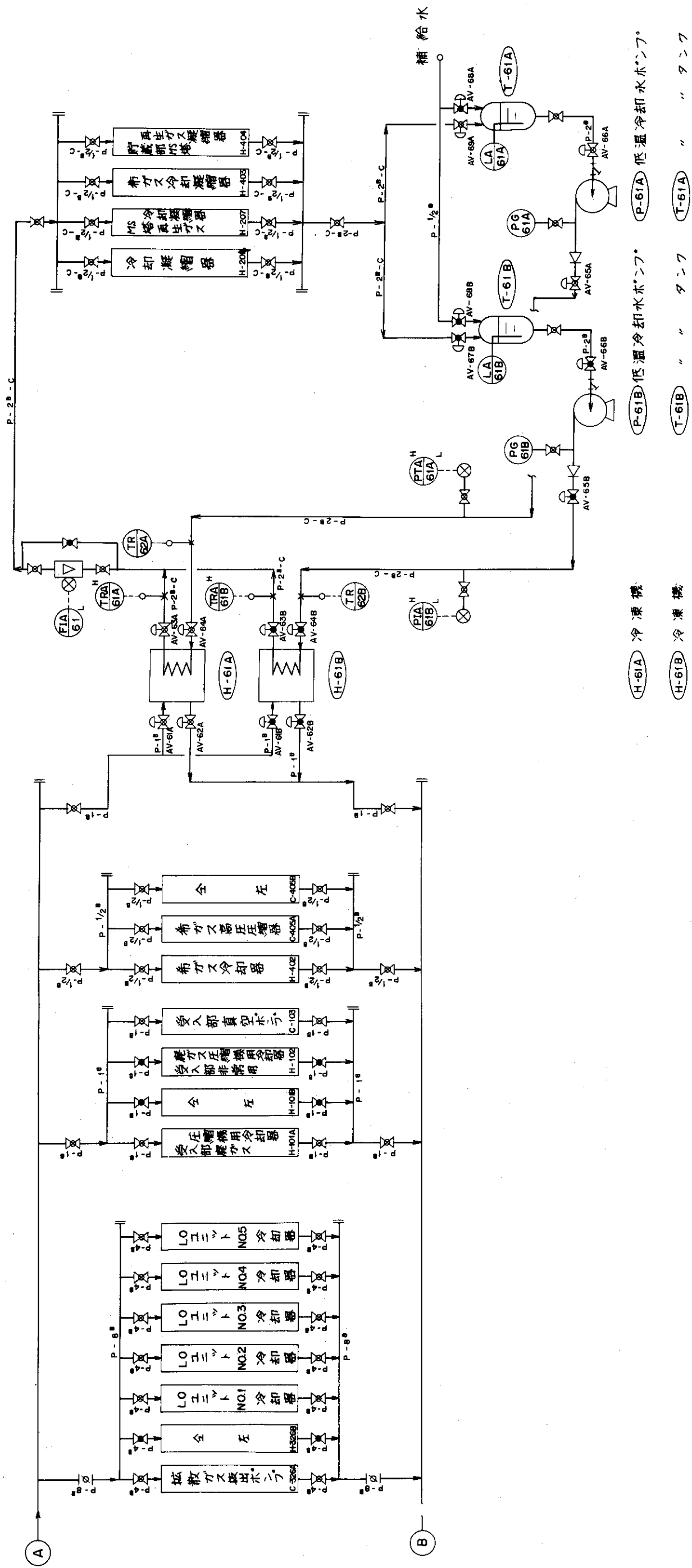


図 3.16 冷却系のエンジニアリングフローシート (続き)

(H-61A) 冷凍機
 (H-61B) 冷凍機
 (P-61A) 低温冷却水ポンプ
 (P-61B) 低温冷却水ポンプ
 (T-61A) タンク
 (T-61B) タンク

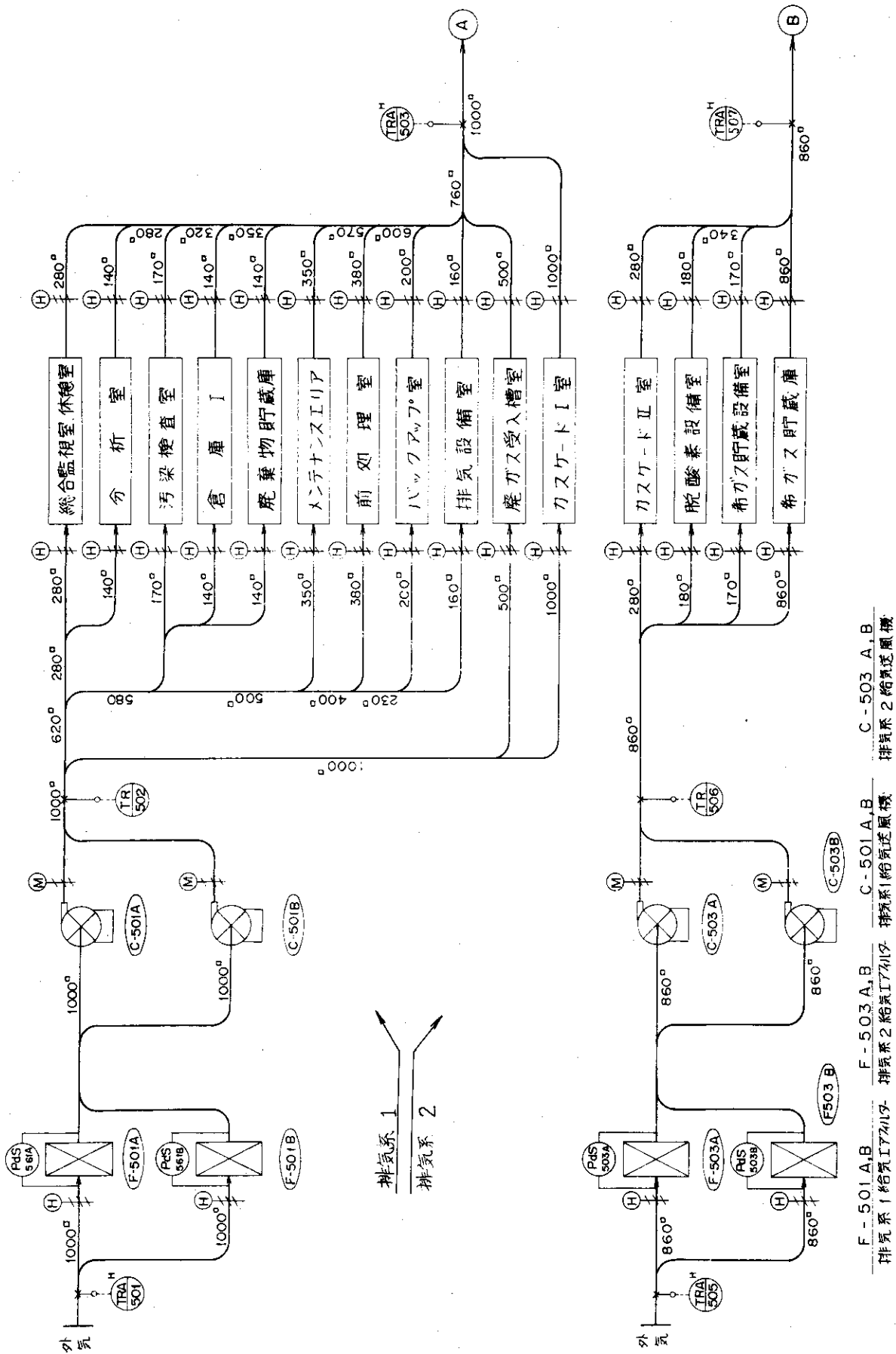
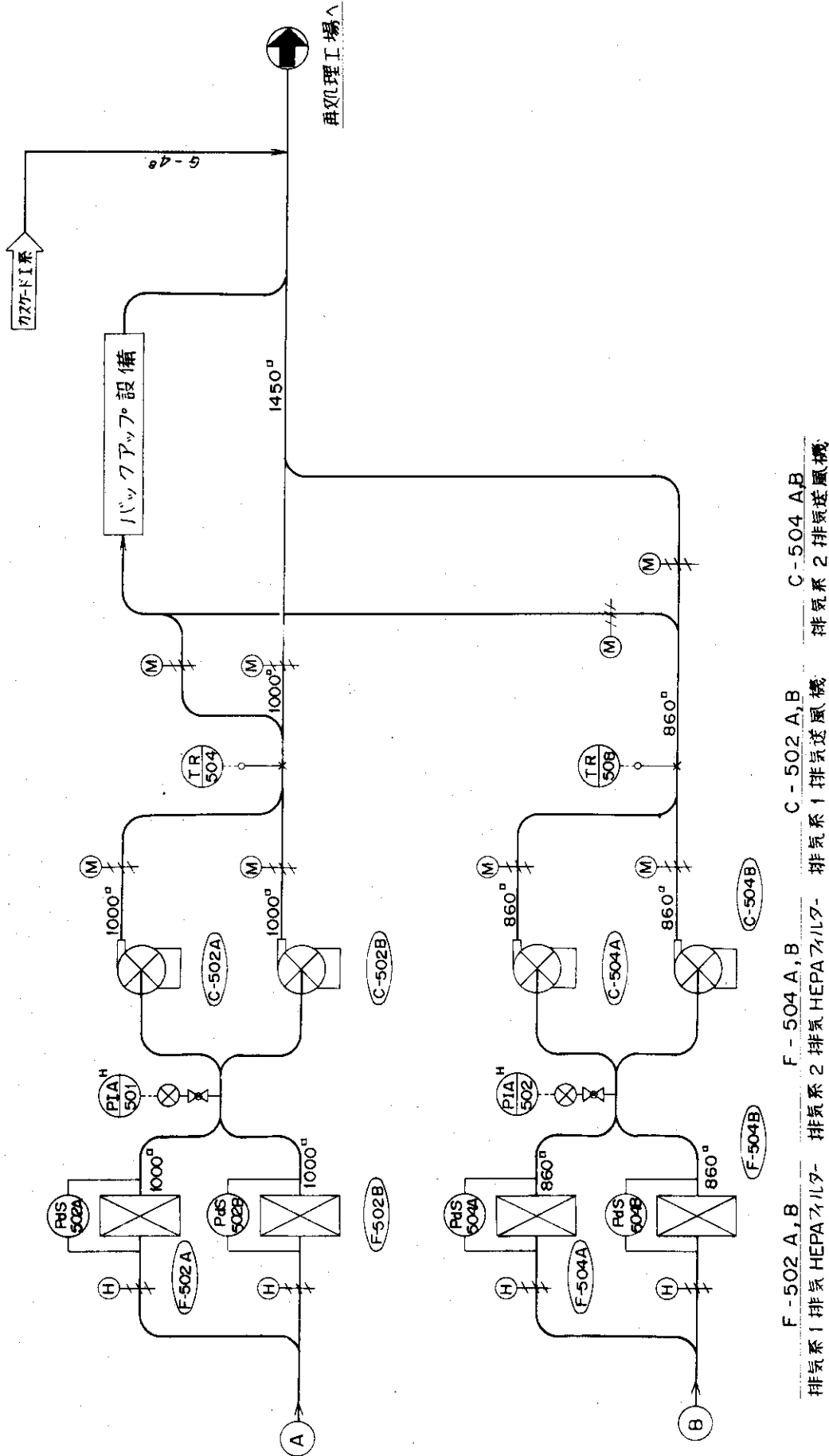


図 3.17 排気系のエンジニアリングフロート

F-501A,B F-503A,B C-501A,B C-503A,B
 排気系1給気アライナ 排気系2給気アライナ 排気系1給気送風機 排気系2給気送風機



排気系1排気HEPAフィルタ- 排気系2排気HEPAフィルタ- 排気系1排気送風機 排気系2排気送風機
 F-502 A, B F-504 A, B C-502 A, B C-504 A, B
 排気系1排気HEPAフィルタ- 排気系2排気HEPAフィルタ- 排気系1排気送風機 排気系2排気送風機

図 3.18 排気系のエンジニアリングフローシート (続き)

4. プロセス機器の配置

4.1 全体配置

本プラントでは、プロセス流体がほぼ常温・常圧に近い気体であるため、機器類の配置は比較的自由に行うことができるが、建家構造および機器配置は⁸⁵Krからの放射線レベルや放射能濃度に応じた遮蔽、換気を考慮したものとなる。

図4.1は、建家内のプロセス設備の配置を示したものである。各設備の配置上の考え方は以下の通りである。(図9.1, 9.2参照)。

- ① 冷水塔を除く各設備を同一建家内に配置し、プラントを全体としてコンパクトにまとめる。
- ② プロセス設備は、プロセスフローの順序に区分し、1階部分に配置する。ただし、バックアップ系、排気系の設備は2階に配置する。
- ③ 放射能のレベルの高い貯蔵系、第2カスケード系は非管理区域から遠ざけ、希ガス貯蔵庫は貯蔵容器の運搬の容易さおよび将来の増設を考慮する。
- ④ 再処理工場から送られてくる廃ガスやユーティリティを建家西側から受け入れるとともに、設置面積の比較的大きい廃ガス受入槽室を建家西側に配置する。これにより、前処理室、カスケード1室およびその他のプロセス室の効率的な配置が可能となる。
- ⑤ 非管理区域を建家の南東側(1階および2階)にまとめる。

4.2 廃ガス受入系

本設備は、稼働部分のない常圧の貯槽と廃ガスを昇圧して次の工程に送るための圧縮機より構成されている。その配置には、それぞれの使用目的および保守などの必要の有無を考慮している。

- ① 廃ガス受入槽(容積 60 m^3 , 寸法 $3\text{ m}^{\phi} \times 9\text{ m}^{\text{L}}$)10基は2系列に配置し(5基を1ブロックとする)、定常運転時に用いる受入槽と休止中の受入槽とに区分する。
- ② 廃ガス圧縮機は、適宜保守・点検を行う必要があるため、廃ガス受入槽などからの被曝を少なくするために独立の室に設置する。

なお、廃ガス受入槽は、保守・交換などの必要はないと考えられる。

4.3 前処理系

本設備は、フィルターおよび吸着材の交換、保守・点検などの頻度が高いので、特に作業性を確保する必要がある。

- ① プロセスフローに従って各機器をコの字形に配置し、配管の錯綜を避ける。

- ② ユーティリティ関係の配管は床ダクトに収納する。
- ③ 前処理系で使用するアンモニアなどのガスポンペを前処理室外壁に沿った屋外に設置する。

前処理室における機器の配置(平面図, 立面図)は図4・2, 3のようになる。

4.4 第1カスケード系

(1) カスケード

カスケード内には著しい濃度分布が形成され、特に第1段から第7段における⁸⁵Krのインベントリーが大きくなる。従って、カスケード室内での作業時の被曝管理、遮蔽設計の点からは、これらの段を他の段と区切った配置とすることが望ましい。ここでは、カスケード(25段)を図4-1に示すように4列に分けて、放射線レベルの高い第1段~第7段を建家東側へ、放射線レベルの最も低い第20段~第25段を建家西側に配置した。このような配置により、カスケードの運転中でも、廃ガス受入槽室に沿って設けられた通路(とくに遮蔽を行なわなくてよい)を通して、貯蔵設備室に立入ることが可能になる。

(2) 拡散段

各段における拡散筒、圧縮機ユニット(低圧圧縮機、高圧圧縮機、中間冷却器、後方冷却器)およびプロセス配管は、設置面積、装置の高さ、配管抵抗(特に、拡散流路)を考慮し、図4・4に示すような配置とした。

本配置の特徴として、次の事項が挙げられる。

- ① 圧縮機ユニットを1つにまとめ、その上部に拡散筒を横型に配置する。ただし、電動機の保守を容易さを考慮する。
- ② 未拡散流および第1拡散流を前段および後段へ送るための配管は、それぞれ1本の連続管(ヘッダー)とし、バルブの切換えによりバイパス配管としても使用できる構造とする。
- ③ 第2拡散流は、拡散筒の斜め下部から拔出し配管の曲がりをしてできるだけ少すくする。

(3) その他

- ① 圧縮機の潤滑油ユニットは、潤滑油の供給を効率的に行なうために、圧縮機5台毎に1ユニットを設け、それぞれ対象とする段の近くに配置する。
- ② 潤滑油、冷却水などの配管は床下ダクトに納め、通路の障害とならないようにする。

4.5 貯蔵系

この系統は、本プラントにおける放射線レベルの最も高い部分であり、希ガス貯蔵容器の搬入・取付け、希ガスの充填などの現場作業を必要とする設備が中心となっている。

このため、作業員の放射線管理および作業性に対する考慮が特に重要である。

(1) 脱酸素設備室(図4・1参照)

- ① 配管の錯綜を避けるために、希ガス貯槽、バッファタンク、酸素水素結合器、モレキ

ユラーシーブ塔，送風機などの機器類を全体としてコの字形に配置する。

なお，熱交換器（3基）は，容量が等しくかつ小型であるので，1つの架台にまとめて配置する。

- ② 酸素水素結合器に供給する H_2 ガスのポンペは建家外に設置する。
- ③ 送風機は，容量が小さくかつシール部からの希ガスのリークも考えられるので，これをフード内に収め（リークガスは排気系に導く），室内空気の汚染のないようにする。

(2) 希ガス貯蔵設備室

本設備は，希ガスのポンペ詰めを行うためのものであり，空の貯蔵容器の搬入・取付けおよび真空引き，希ガスの充填，接続配管内部の希ガスの真空引き，貯蔵容器の取はずしおよび空容器の取付けなどの作業が行われる。これらの作業をすべて遠隔操作で行うことは簡単ではないので，現時点では人手に頼るものとし，適切な遮蔽設計と作業時間管理を考える。このため，希ガスが常時滞留する機器，配管などを別室に設置するとともに，作業頻度を4日に1回とする。

(3) 希ガス貯蔵庫

本設備室内の放射線レベルは極めて高い（第8章参照）ので，貯蔵容器の搬入，配列を自動で行う遠隔操作システムが必要である。ここでは，貯蔵ポンペの集合体（ケージ）をベルトコンベアにより運搬する方式を考える。

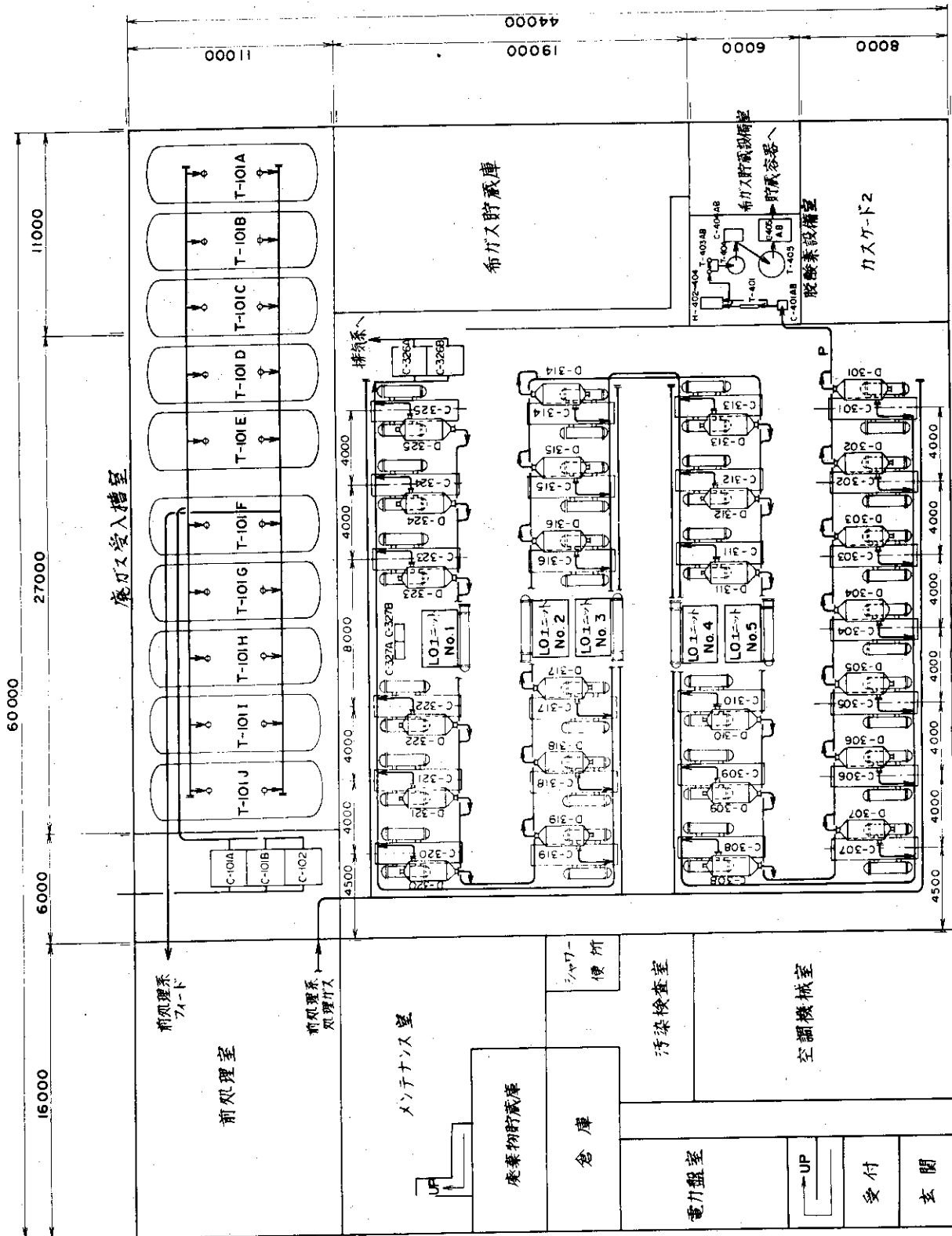


図 4.1 プロセス設備その他の配置 (1階部分)
〔機器記号：附録Ⅰ 参照〕

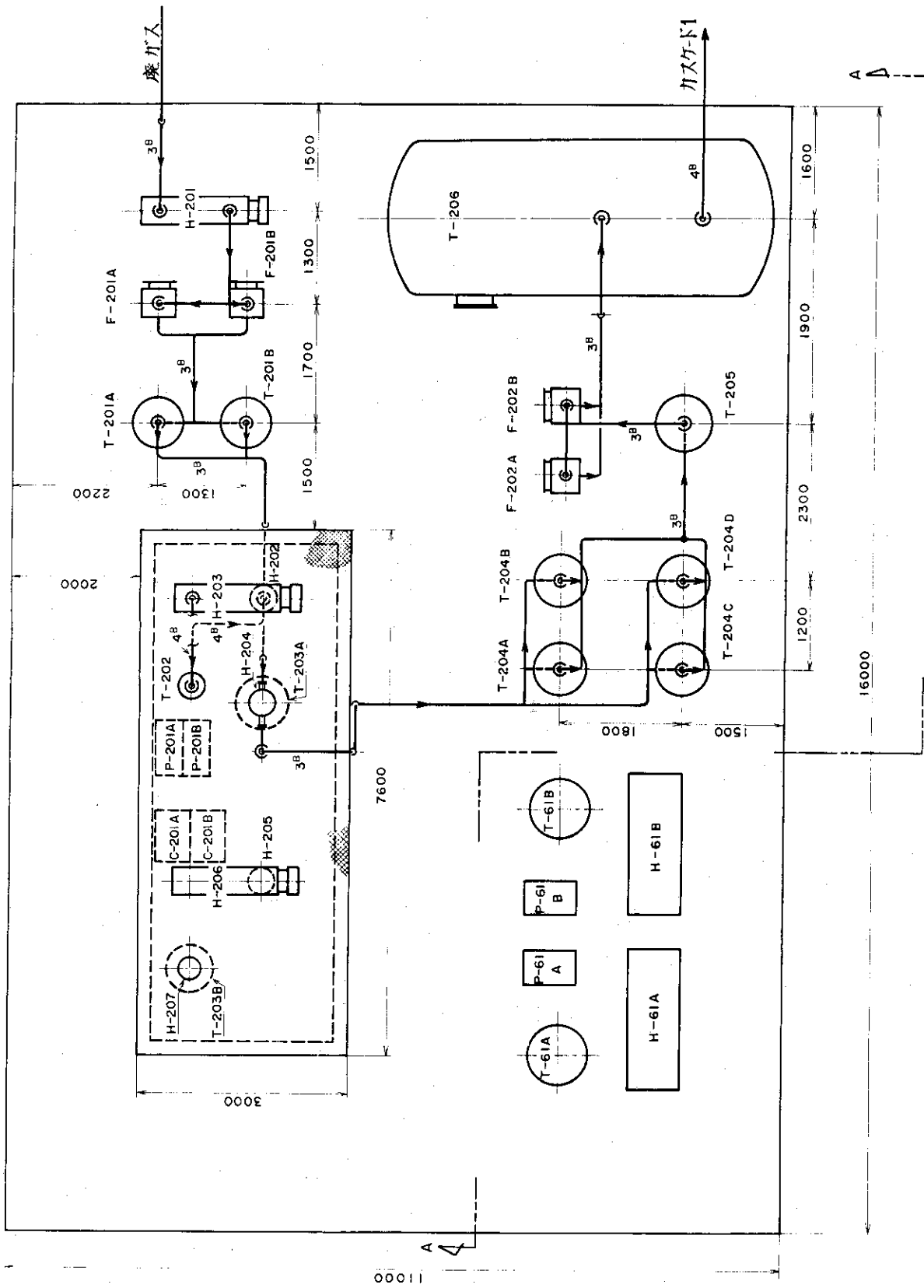


図 4.2 前処理室における機器の配置 (平面図)

〔機器記号：附録Ⅰ 参照〕

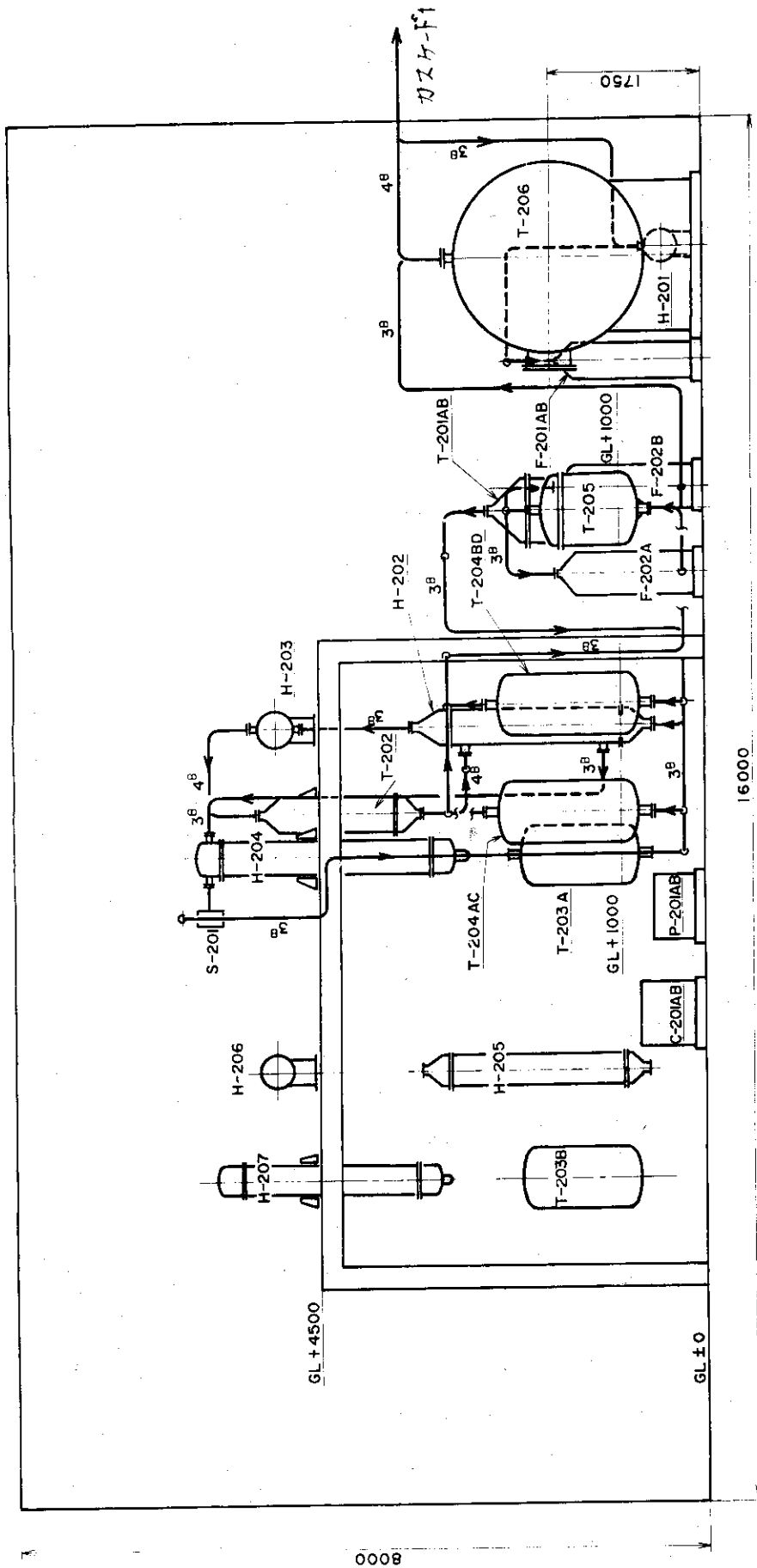
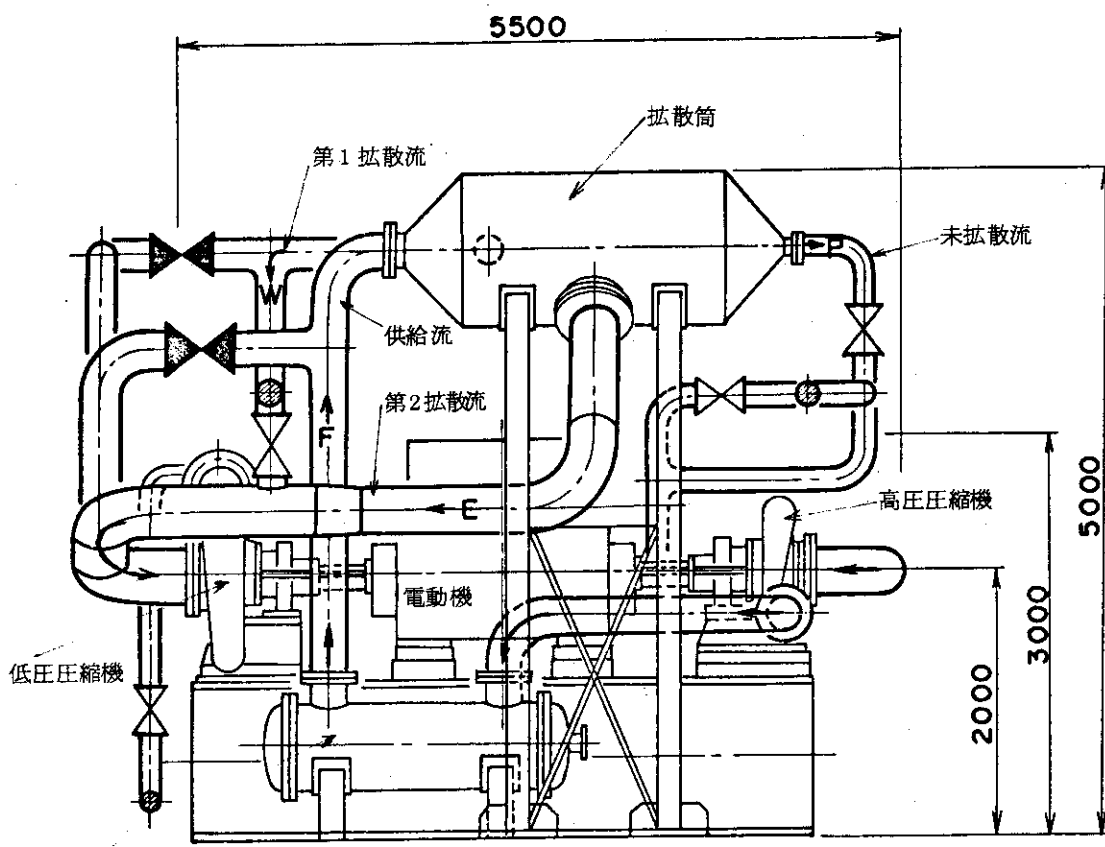
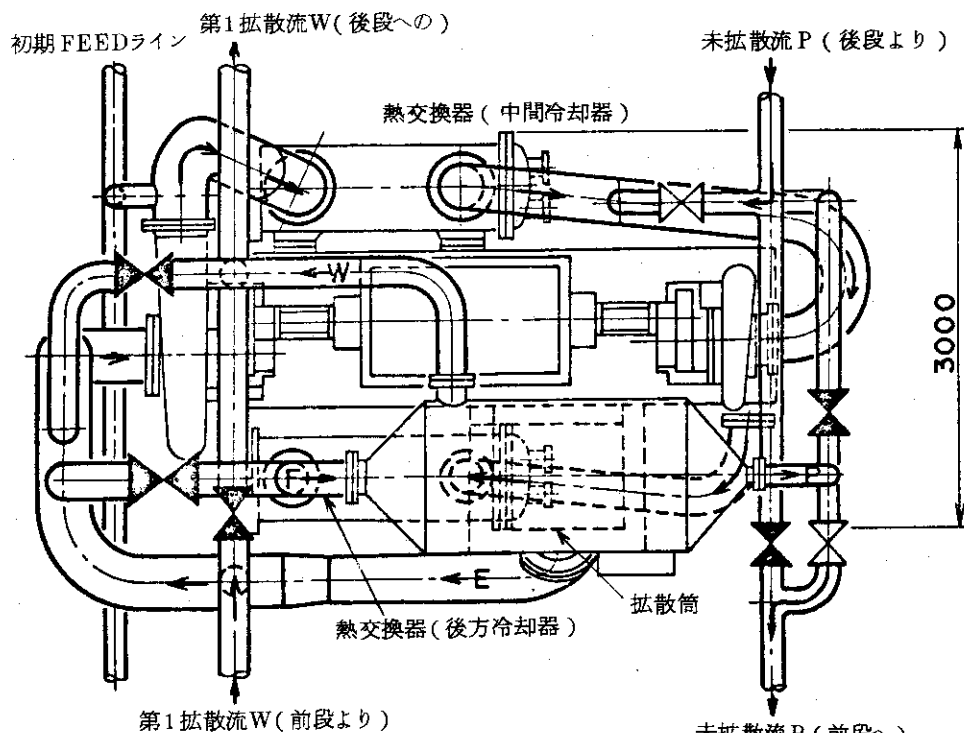


図 4.3 前処理室における機器の配置 (立面図)
〔機器記号：附録Ⅰ 参照〕



熱交換器(後方冷却器)

立面図



第1 拡散流W(前段より)

平面図

未拡散流P(前段へ)

図 4.4 カスケードの1段における機器配置図

5. 主要機器の設計

5.1 設計基準

機器類の仕様、スケルトンおよび強度計算については附録Ⅱ～Ⅳ（機器一覧表、主要機器のスケルトン、機器強度計算）に示す通りである。ただし、一般的な設計基準は下記のように定めている。

(1) 設計圧力

- (i) 塔槽類, 熱交換器類 : $2 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ または使用圧力の 1.5 倍
- (ii) 廃ガス受入槽 : $10 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$
- (iii) 希ガス貯槽 : $6 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$
- (iv) 拡散筒, 圧縮機クーラ (中間冷却器, 後方冷却器)
: $5 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$
- (v) 希ガス高圧圧縮機, 希ガス貯蔵容器 (ポンペ)
: $5.25 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ (使用圧力の 1.5 倍)
- (vi) バルブ, フランジ類 (希ガス高圧圧縮機以降のプロセス系は除く)
: JIS10K

(2) 設計温度

- (i) 塔槽類 : $5.0 \text{ }^\circ\text{C}$
- (ii) 使用温度が $5.0 \text{ }^\circ\text{C}$ を越える機器
: (使用温度 + $20 \text{ }^\circ\text{C}$), 又は使用温度の 10% 増し (値の大きい方をとる)

(3) 材 質

- プロセスガス系統 : SUS304
- ユーティリティ系統 : CS
- 湿分の高い系統 : SUS304 またはエポキシライニングCS
- その他の耐圧部 : SM41B ($350 \text{ }^\circ\text{C}$ 以下)
: SB42 ($350 \text{ }^\circ\text{C}$ 以上)
- ボルト, ナット類 : 原則として SUS304
- 架台類 : SS41
- 配管, バルブ類 : 上記系統に準ずる

(4) 溶接部の X線検査

- プロセスガス系統 : 全箇所 X線検査
- ユーティリティ系統 : 1部 X線検査
- その他の耐圧部 : 1部 X線検査

5.2 設計計算

5.2.1 廃ガス受入系

本系統の設計条件は、3.2に述べた通りである。また、主要機器である廃ガス受入槽（T-101）については附録IVに示した。

5.2.2 前処理系

(1) ヨウ素吸着塔（T-201）

(i) 設計条件

廃ガス流量 W	:	215.4 Nm ³ /hr
ヨウ素流量 w	:	0.639 g/hr
操作温度 t	:	100°C
操作圧力 p	:	1.4 kg/cm ² A
吸着材	:	銀ゼオライト
捕集効率 η	:	99.9%
吸着容量 s	:	85 mg/g-AgX (ヨウ化メチル)
	:	200 mg/g-AgX (単体ヨウ素)
充填密度 ρ	:	1.0 g/cm ³
圧力損失	:	1 inch-H ₂ O/2 inch-AgX (流速 0.2 m/sec の場合)

(ii) 塔径 (d)

空塔速度 v は一般に 12~20 m/min 程度の値が使用されるが、ここでは $v = 15$ m/sec と仮定して次式により塔径を求めた。

$$d = \left\{ \frac{1}{v(60)(0.785)} \cdot \frac{W(273+t)}{273} \cdot \frac{1}{P} \right\}^{1/2}$$

$$\doteq 0.58 \text{ m}$$

(iii) 吸着材層の高さ (h)

表3・4より、ヨウ素の全量がヨウ化メチルであっても、AgX層の高さ2インチで99.9%以上の捕集効率を得られることが分かる。本プラントでは、ヨウ素吸着塔の設置数を2基（ただし1基は予備）とし、1年毎にAgXを交換する運転方法をとるので、AgX層は十分な余裕のある高さとして $h = 6$ インチとした。このときのAgX所要量、破過点までの運転時間は以下の通りである。

AgXの充填量 M は、

$$M = 0.785 d^2 h \rho = 39.6 \text{ kg}$$

ヨウ素の全量がヨウ化メチルである場合の運転時間 t は、

$$t = \frac{SM}{W} = 5300 \text{ hr} = 221 \text{ day}$$

ヨウ素の全量が単体ヨウ素である場合には、

$$t = \frac{SM}{W} = 12470 \text{ hr} = 520 \text{ day}$$

廃ガス中のヨウ素には MeI と I_2 がほぼ同量含まれているとし、吸着容量に 20% の余裕を見込むと 308 日となる。すなわち、本吸着塔 1 基で 1 年間 (300 日) の連続稼動が行えることになる。

(2) 窒素酸化物・水素反応塔 (T-202)

(i) 設計条件

廃ガス流量 W : $215.4 \text{ Nm}^3/\text{hr}$

空間速度 SV_1 : 10000 hr^{-1} (NO_x 還元)

“ SV_2 : 20000 hr^{-1} (H_2, NH_3 酸化)

空塔濃度 v : 0.5 m/sec

NO_x 濃度: 350 ppm (転換率 $\eta = 99\%$)

H_2 濃度: 60 ppm (転換率 $\eta = 100\%$)

NH_3 添加濃度: 350 ppm (NO_x と等モル)

(ii) 塔径 (d), 触媒量 (M), 触媒層高さ (h)

NO_x 還元反応を行うための Ti 系触媒の充填部分については,

$$d = \left\{ \frac{W}{(0.785)(3600)v} \right\}^{1/2} = 0.39 \text{ m}$$

$$M = \frac{W}{SV} = 0.022 \text{ m}^3$$

$$h = \frac{M}{0.785d^2} = 0.184 \text{ m}$$

H_2 および未反応 NH_3 の酸化反応を行うための $\text{P}_1\text{-Al}_2\text{O}_3$ 系触媒の充填部分については,

$$M = \frac{W}{SV} = 0.11 \text{ m}^3$$

$$h = \frac{M}{0.785d^2} = 0.092 \text{ m}$$

(3) モレキュラーシーブ塔 (T-204A~D)

本装置は、窒素酸化物水素反応塔より出てくる廃ガスから水分を除去するためのものである。

(i) 設計条件

入口 H_2O 濃度: $7.629 \times 10^{-3} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-air}$ (露点 10°C)

出口 H_2O 濃度: $6.633 \times 10^{-6} \text{ kg-H}_2\text{O/kg-air}$ (露点 -60°C)

操作温度 t : 10°C

操作圧力 p : $1.1 \text{ kg/cm}^2\text{A}$

廃ガス流量 W : $211 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ ($= 280 \text{ kg/hr}$)

H_2O 流量 w : 2.14 kg/hr
 吸着材 ρ : モレキュラーシープ
 捕集効率 η : 99.9 %
 吸着容量 s : 15 mg- H_2O /100g-M. S.
 充填密度 : 720 kg/m³
 吸着材損失 : 20 %
 吸着熱 q : 18 Kcal/mol- H_2O

(ii) 塔径 (d), 空塔速度 (v), 吸着材高さ (h)

本装置を効率的に運転するために, 吸着塔を並列に2系統設置(吸着塔は1系統に2基)し, 1系統つづ切換使用する方法を採用する。ここでは切換間隔を1日と仮定した。

いま, 塔径 d を 700mm とすると, 空塔速度は,

$$v = \frac{W(273+t)}{273} \cdot \frac{1}{1.1} \cdot \frac{4}{\pi d^2 (3600)}$$

$$= 0.14 \text{ m/sec}$$

モレキュラーシープ塔における空塔速度は一般に 10~20 cm/sec とされており, ここに選んだ塔径は妥当な値と考えられる。

モレキュラーシープ塔における空塔速度は一般に 10~20 cm/sec とされており, ここに選んだ塔径は妥当な値と考えられる。

モレキュラーシープ所要量は,

$$M = 1.2 \times \frac{24W}{s} = 410 \text{ kg}$$

ここで, 所要量は 20% の余裕を見込んでいる。

吸着材高さは,

$$h = \frac{M}{\rho} \cdot \frac{1}{0.785 d^2} = 1.48 \text{ m}$$

(iii) 吸着熱による温度上昇

吸着熱量 Q は,

$$Q = q \times \frac{1000w}{18} = 2140 \text{ Kcal/hr}$$

廃ガスの温度上昇 Δt は,

$$\Delta t = \frac{Q}{C_p W} = \frac{2140}{(0.24)(280)} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

ここで, C_p は廃ガスの定圧比熱である。

従って, 廃ガスの出口温度は 42 $^\circ\text{C}$ となる。

(IV) 再生

通常、モレキュラーシーブの再生ガスとして乾燥した不活性ガスや圧縮空気などが使用される。本プラントでは、放射性廃ガスの増大を避けるためにプロセスガス（廃ガス）を使用するとともに再生ラインを閉ループにする方法を採用する。

再生温度は300℃とし、凝縮器およびデミスターにおいて10℃の露点まで脱水する。

再生ガス所要量は一般に2～3 Nm³/kg-M S. であるので、再生ガス流量を廃ガス流量W (=211 Nm³/hr)と同程度にした場合の再生所要時間tは、3.9～5.8 hrとなる。

(V) 冷却

再生後の冷却を行う際の冷温ガスについても前項と同様の理由から廃ガスを使用し、冷却ラインを閉ループとする。廃ガス中の水分による露点上昇を避けるためには、塔の自然冷却あるいは閉ループラインに冷却ガス脱水用のモレキュラーシーブ塔を組込むなどの方法が考えられるが、冷却所要時間あるいは塔数の増加などの不利がある。

(4) ルテニウム吸着塔(T-205)

(I) 設計条件

廃ガス流量 W: 208.5 Nm³/hr

ルテニウム流量 w: 4.2 × 10⁻⁶ g/hr

吸着材 : HZO-1 (表3.5参照)

捕集効率* η: 99.9%

空塔速度* v: 0.121 m/sec

吸着層高さ* h: 0.43 m

操作温度* t: 40℃

吸着容量* s: 4800 g-Ru/m³ (空塔空度が0.121 m/sec以下の場合)

* 3.3.1および表3.5より推定した最適値

(II) 塔径(d), 吸着材量(M), 吸着材寿命(L)

$$d = \left\{ \frac{1}{v(3600)(0.785)} \cdot \frac{W(273+t)}{273} \cdot \frac{1}{1.03} \right\}^{1/2}$$

$$= 0.83 \text{ m}$$

$$M = (0.785)d^2 h = 0.233 \text{ m}^3$$

$$L = \frac{SM}{W} = 2.66 \times 10^8 \text{ hr} \doteq 3 \times 10^4 \text{ yr}$$

HZO-1の吸着能力の経年変化が無視できるものとする、ルテニウム吸着塔の吸着材の交換はプラントの間は不要であるといえる。

(5) 加熱器(H-201, 203, 206)

熱源として電力またはスチームが考えられるが、本プラントで扱われるプロセスガスは不燃性であることから交換、保守の容易な電気ヒータを採用した。

(6) 冷却凝縮器(H-204, 207)

モレキュラーシーブ塔における吸着容量および吸着材所要量の面から、廃ガス温度をできるだけ低下し廃ガス中の湿分を減少させることが望ましい。本プラントでは、これらの冷却凝縮器の出口における廃ガス温度を10℃とするために、冷凍機により5℃に冷却した低温冷却水を用いた。

(7) 予熱器(H-202, 205)

本機器の設置目的は、廃ガスからの熱回収を行うことにより加熱器の消費電力を半分以下とすることにある。

なお、廃ガス中には伝熱管の汚れとなる成分がほとんど含まれていないため、固定管板式の予熱器を採用した。

(8) 廃ガス供給槽(T-206)

本機器は、処理系からの廃ガスを安定(圧力, 流量)にして第1カスケード系に送るためのものである。供給槽容量Vは、5分間の滞留時間の得られる大きさを仮定して 18 m^3 *とした。

5.2.3 第1カスケード系

(1) 拡散筒(D-301~325)

本機器の設計計算は附録Ⅳ(機器強度計算)に詳しいので、ここでは設計上の考え方を列挙しておく。

(i) 形状

拡散筒(25基)は多数の隔膜管をコンパクトに配置することのできる多管型熱交換器(シェル&チューブ型)と同様の構造をとり、カスケードにおける配列の容易さおよび低圧側流路配管の圧力損失の低減を考慮した形状とした。なお、拡散筒内における拡散流はシェル側を、未拡散流はチューブ側を流れるようになっている。

(ii) 隔膜管の取付け方法(附録Ⅲ:図Ⅲ-23参照)

本プラントに適用したHertz型カスケードでは2分割型拡散筒を用いているので、その分割部における隔膜管の取付け方法は通常のシェル&チューブ型熱交換器の場合と異なっている。即ち、拡散筒は分割部管板により第1分割室と第2分割室(隔膜管長さは第1分割室のその3倍)に区切られており、両端の管板では拡管方式を採用し、分割部管板ではネジ込み方式をとっている。ネジ込み部分において未拡散流から拡散流へのリークを防止するため、ガスケットには耐放射線性に優れたメタル中空Oリングを使用する。

なお、2分割型拡散筒の型式として、第1、第2分割室をそれぞれ単一の拡散筒としたものも考えられるが、拡散筒全体の長さおよび製作コストの面で不利になると考えられる。

(iii) 圧力損失の低減

拡散筒低圧側(拡散流)の圧力(100 Torr)のわずかな圧力損失は圧縮機の所要圧縮比を大きくし、圧縮機製作コストおよび所要動力の増加をまねくので、拡散流路の圧力損失をでき

$$* \quad V = \left(208.5 \frac{\text{Nm}^3}{\text{hr}} \right) \left(\frac{5}{60} \text{ hr} \right) \approx 18 \text{ m}^3$$

るだけ少なくする必要がある。ここでは、圧損の生じやすい拡散筒出口ノズル（圧損はノズル部の縮流によって生ずる）の形状をレジューサ型とするとともに拡散筒の胴部との接続個所にR（アール）を付けた。また、拡散筒出口部と圧縮機吸入部との配管はできるだけ曲がりのない配置とした。

(2) 圧縮機（C-301~325）

(i) 設計条件

圧縮機の基本的な設計パラメータは、ガスの流量、運転圧力・温度およびガス物性である。第1カスケード系の第1段~第25段におけるこれらの値は以下の通りである。

流 量：定常運転時における第1段~第25段の拡散筒供給流量（図3・13参照）を基準とする。

圧 力：圧縮機の吸入、吐出圧力は、拡散筒における低圧側圧力（100 Torr）および高圧側圧力（700 Torr）を基準とする。

温 度：圧縮機用冷却器の出口ガス温度を冷却水入口温度（夏期の推定温度30℃を基準とする）より10℃高い40℃とする。

ガス物性：カスケード内の定常濃度分布に対応した各段のガス組成に基づいて算定したガス物性値は図2・15に示した通りである。

この計算では、ガスの状態方程式は理想気体の法則に導き、しかも各物性値は全圧縮過程で変化しないものと仮定している。

(ii) 構 成

(a) 機 種

流量の大きい圧縮としては軸流型および遠心型があげられるが、カスケード1段あたりの流量範囲（ $1.4 \times 10^3 \sim 2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{hr}$ ）および圧縮比（7）から遠心型が適当である。

(b) 構 成（附録Ⅲ：図Ⅲ-24, 25参照）

圧縮機の構成は、効率および製造コストの兼ね合いから、図5.1に示すような電動機両軸端駆動方式となっている。即ち、圧縮機として低圧圧縮機および高圧圧縮機からなる2ケーシング圧縮機を採用し、拡散筒から拡散流を低圧圧縮機吸入側へ、未拡散流を高圧圧縮機の吸入側に送ることにより圧縮所要動力の削減をはかるものである。回転翼としては圧力係数の高い羽根車（1段）を使用し、増減速機によりそれぞれを最適回転数で運転できるようにする。

圧縮機用冷却器としては、低圧圧縮機吐出側に中間冷却器を、高圧圧縮機吐出側に後方冷却器を設ける。

(c) 圧縮機の大きさ

カスケード各段に設置する圧縮機（25基）の大きさは、製造コストの有利さから同一サイズとする。ただし、駆動電動機の大きさは、カスケードの段方向における流量分布と対応して4グループに分ける。

(d) 配 置（図4・4参照）

圧縮機、電動機を共通台板に直列に据付け、その両側に中間、後方冷却器を配置してユニット化する。冷却器の大きさは、各段における必要伝熱面積に応じて4グループに分ける。

(iii) 構造および(附録Ⅲ：図Ⅲ-24参照)

圧縮機の構造および材料については、その運転および保守の容易さとともに故障の少ないことを考慮して、以下のような設計とした。

ポリユートケーシングは、垂直分割型とし、増減速機ケーシングに取付ける。吸入ノズルは圧縮機回転軸と同一方向とする。これらの接ガス部分には、錆の発生による隔膜の目づまりを防止するためにステンレス鋼を使用する。

羽根車は、圧力係数の高いラジアルストレート式(片シュラウド形)を採用し、ステンレス鋼を使用する。

圧縮機の回転軸は、軸封部分を1個所にして軸封部からのリークおよび軸受損失を減少するために、軸端片持支持とし、これを増減速機の高速軸と直結した一体構造とする。さらに、ビニオンの形式をつば付形にすることにより増減速機の機械損失の低減化をはかる。

増減速機は、シングルヘリカル歯車による1段増速機を採用(つば付ビニオン形)する。ケーシング構造は水平分割型とする。

(iv) 軸封機構(図5・1, 附録Ⅲ：図Ⅲ-24参照)

本圧縮機の取扱うプロセスガスは放射性ガスであるため、軸封部から室内へのリークのない軸封機構が必要である。ここでは、以下のようなシールガスによるシールを基本とする軸封機構を採用した。

軸周シールとして軸封部に装着した2個のセグメントシールの間に大気圧より若干高い圧力のシールガスを供給し、圧縮機系内側寄りに設けられたシールガス抜出ノズルからシールガスを抜出す。このとき、シールガスの一部が圧縮機系内に漏込むように、供給圧力を適当に制御するとプロセスガスの系外への漏出しを防ぐことができる。ここでは、シールガスの系内および系外への漏洩量がカスケード各段につきそれぞれ $1\text{N}^{\circ}/\text{min}$ (系内漏洩量は、拡散筒供給流量の約 $0.008\%/段$)とする。また、シールガスとしては、カスケードからの排気ガスを利用する(起動時には乾燥空気または N_2 ガスを用いる)。

(v) 運転性能

圧縮機の運転性能については、3・4・5に述べた通りである。

(vi) 主要諸元

以上の検討により設計された第1カスケード用圧縮機の主要諸元を表5・1~5・3に示す。即ち、表5・1には、カスケード代表段におけるガスの組成、平均分子量および比熱比、圧縮機の運転条件(流量、圧力、温度、回転数)、所要動力などをまとめている。表5・2には、圧縮機の構造および主要材質などを示している。表5・3は、圧縮機の運転に必要な冷却水、シールガス、計装用空気、潤滑油、電気の所要量をまとめたものである。

また、表5・4は、カスケードに供給される廃ガス量が20~30%増加または減少した場合ならびに操作圧力(圧縮機差圧)を $\pm 50\text{Torr}$ 変更した場合の圧縮機の羽根車寸法、回転数、所要動力を比較したものである。

(3) 圧縮機用潤滑油ユニット

本装置は、増減速機の軸受に潤滑油を供給するためのものであり、強制給油方式を採用している。設置数は5基であり、圧縮機5基を1ユニットでまかなうものとしている。

(4) 駆動電動機

圧縮機は定速回転で運転するので、電動機としては構造が簡単でコストの安い一般のかご形三相誘導電動機（全閉外扇形）を使用する。増減速機に1段増速形のものを採用しているので、極数は2極で十分であるが各段の所要回転数に応じた回転数の機種を選定しなければならない。

なお、電動機容量が比較的小さいので直入起動方式をとることができる。

5.2.4 貯蔵系

(1) 酸素・水素結合器 (T-401)

(i) 設計条件

反応ガス流量 W : $8.12 \text{ mol/hr} (=1.82 \text{ Nm}^3/\text{hr})$

操作温度 t : 150°C

操作圧力 p : 750 Torr

触媒 : $\text{Pd-Al}_2\text{O}_3$ ($1/8$ インチペレット状)

(ii) 触媒量 (M), 塔径 (d), 触媒層高さ (h), 空塔速度 (v)

空間速度 SV を 10000 hr^{-1} とすると,

$$M = \frac{W}{SV} = \frac{1.82}{10000} = 2 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

触媒層の直径は、一般に、反応ガスのショートパスを防ぐために、触媒径の10倍以上必要とされる。また、層の高さは、5~10 cm 程度とするのが一般的である。いま、塔径を $1\frac{1}{2}^B$ (4.26 mm^D) とすると,

$$h = \frac{M}{0.785d^2} = 140 \text{ mm}$$

このときの空塔速度 v は

$$v = \frac{1}{0.785d^2} \cdot \frac{W}{3600} = 0.35 \text{ m/sec}$$

即ち、塔径を $1\frac{1}{2}^B$ とすれば、触媒層の一般的な設計条件が満足される。

(2) モレキュラーシーブ塔 (T-403)

(i) 設計条件

希ガス流量 W : 10.39 mol/hr

入口 H_2O 流量 w : 2.25 g/hr

出口 H_2O 分圧 : 0.09625 mmHg (露点 -40°C)

操作温度 t : 10°C

操作圧力 p : $550 \sim 750 \text{ Torr}$

吸着材 : モレキュラーシーブ

その他のパラメータ : 前処理系のモレキュラーシーブ塔 (T-204) の場合と同一

(ii) 吸着材量 (M), 塔径 (d), 吸着材高さ (h), 空塔速度 (v)

モレキュラーシープ塔 (予備を含めて2系統設置) の運転切換を10日毎に行うとする。

吸着材層の直径および高さは, 吸着効率および圧力損失の兼ね合いから $1\frac{1}{2}^B \sim 3^B$ 程度とする。計算結果は次の通りである。

$$M = 4.32 \text{ kg}$$

$$d = 81.1 \text{ mm}$$

$$h = 1.16 \text{ m}$$

$$v = 1.25 \text{ cm}$$

(iii) 再生および冷却

再生は前処理系の吸着塔 (T-204) と同様の方法で行うが, 冷却は, 塔の規模が小さい (モレキュラーシープ量は T-204 の場合の約 $\frac{1}{10}$) ので自然冷却が可能である。

(3) バッファータンク (T-404)

本タンク容量は, 希ガス低圧圧縮機をバッチ運転する際の運転時間から定められる,

ここでは, 圧縮機運転時間を1バッチあたり1時間, バッファータンク内のガス圧力 (温度 40°C) を最大 700 Torr , 最小 550 Torr とした。タンクに流入する希ガス流量は 10.2 mol/hr であるので, 所要容積 V は,

$$V = (10.2 \times 1 \times 22.4) \left(\frac{313}{273} \right) \left(\frac{760}{700 - 500} \right) \approx 1.3 \text{ m}^3$$

となる。

(4) 希ガス貯槽 (T-405)

本タンク容量は, 上記の希ガス低圧圧縮機より供給される希ガス低圧圧縮機より供給される希ガス (圧力: $4 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$) を1時貯留 (4日分) するためのもので, タンク容量とともに ^{85}Kr による発熱に対する考慮を払わねばならない (耐圧強度については, 附録Ⅳ: 機器強度計算参照)。

所要容量 V は,

$$V = (10.2 \times 96 \times 22.4) \left(\frac{313}{273} \right) \left(\frac{1}{4} \right) \approx 6.3 \text{ m}^3$$

^{85}Kr による発熱量 Q は, 崩壊熱を $1.62 \times 10^{-3} \text{ ワット/Ci}$ (^{85}Kr による放射能: 2330 Ci/hr) とすると,

$$\begin{aligned} Q &= (2330 \text{ Ci/hr})(24\text{h})(4)(1.62 \times 10^{-3}) \\ &= 363 \text{ ワット} (= 312 \text{ Kcal/hr}) \end{aligned}$$

タンクを自然冷却させるとすると, 外気と貯槽表面温度差 ΔT (貯槽表面積 A を 18 m^2 , 熱伝達係数 k を $2.5 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ と仮定する) は,

$$\Delta T = \frac{Q}{k \cdot A} \approx 7^\circ\text{C}$$

従って, 本貯槽については, 後述する室内換気のみで十分な冷却効果が得られると考え

られる。

(5) 加熱器(H-401, 405), 冷却器(H-402~404)

本系で取扱うプロセスガス流量は、前処理系、カスケード1系におけるガス流量の約1000分の1となる。

従って、加熱器を傍熱型として、反応塔、モレキュラーシーブ塔を外部から直接加熱する方法が効率的であるので、電気ヒーター(ラインヒーター)を用いる。また、冷却器(2重管式、内管側:ガス、外管側:冷却水)は、同一サイズにまとめることができる。

5.2.5 排気系

(I) ^{85}Kr の許容濃度

^{85}Kr の空气中濃度が $1\mu\text{Ci}/\text{m}^3$ であるとき、作業員の被曝線量は $230\text{rad}/\text{hr}$ に達すると考えられる³⁰⁾。従って、本プラントでは、許容被曝線量に基づいて各室における作業時間および ^{85}Kr の許容濃度を設定しなければならない。

いま、プラントの定常運転時における作業時間を第5.5のように仮定した場合の許容濃度は次式で求められる。

$$^{85}\text{Kr 許容濃度} = \frac{\text{許容被曝線量}}{(^{85}\text{Krの単位濃度による被曝線量})(\text{年間作業時間})}$$

放射線作業従事者の許容被曝線量($5\text{rem}/\text{yr}$)から、主要プロセス設備室における平均被曝線量を $1\text{rem}/\text{yr}$ とした場合の計算結果を表5.6に示す。

(II) ^{85}Kr の許容漏洩量

各設備室の容積および換気回数より ^{85}Kr の許容漏洩量が求められる。各室における換気回数を7回/hrとした場合の計算結果を表5.6にまとめた。

(III) 許容ガス漏洩量

プロセス装置内の ^{85}Kr 濃度と前表に与えた ^{85}Kr の許容漏洩量から、各設備の装置毎の許容ガス漏洩量を求めると表5.7が得られる。ここで、カスケード1室については、装置内の ^{85}Kr 濃度は第1段と第2.5段における濃度の対数平均値を用いた。また、圧縮機の軸封シールガスとして用いる排気ガス流の50%は室内に漏出するが、 ^{85}Kr 量としては、 $(6\text{m}^3/\text{hr})(1/2)(0.11\text{Ci}/\text{m}^3)=0.33\text{Ci}/\text{hr}$ となる。

(IV) 給排気風量

作業環境の安全を確保する観点から、管理区域内のすべての設備室の換気回数を7回/hrとした。表5.8は各室の給排気風量をまとめたものである。ここで、希ガス貯蔵庫の風量は、希ガス貯蔵容器の冷却による空気温度の上昇を考慮して次式により求めた。

$$W = \frac{0.86q \cdot M}{C_p \cdot \rho \cdot \Delta t}$$

ここで、 C_p : 空気の定圧比熱(=0.244Kcal/C)

ρ : 空気の密度(=1.2kg/m³)

- Δt : 空気温度の上昇分 (= 5 °C)
 q : ^{85}Kr からの発熱量 (= 1.62×10^{-3} ワット/Ci)
 M : 3年間分の ^{85}Kr 量* (= 4.7×10^7 Ci)

排気系統は、 ^{85}Kr の取扱量の比較的少ない各室を排気系Ⅰとし、 ^{85}Kr 量の多い各室を排気系Ⅱの2系統に分けた。

排気ダクトには、設置面積が少なくすむ高速ダクトを採用する(メインダクトおよびブランチダクトにおける流速は、それぞれ 20m/sec, 15m/sec 程度となる。)

5.2.6 冷却系

冷水塔設備では冷却水を循環使用するが、第10章のように比較的消費量が多いので工業用水を用いる。この場合には、冷却水中の不純物濃度を監視し、適宜ブローダウンおよび洗浄を行う必要がある。

冷凍機設備では、消費量 ($12 \text{ m}^3/\text{yr}$) がわずかであるので純水を用いる。なお、冷凍機能力は、冷却水温度を 5 °C 以下として供給できるものとする。

各設備の負荷水量は表 5・9, 5・10 にまとめた通りである。

* ^{85}Kr の 1 年毎の減衰を考慮すると

$$M = (2330 \text{ Ci/hr}) (24 \times 300 \text{ hr}) (0.878 + 0.937 + 1) = 4.72 \times 10^7 \text{ Ci}$$

表 5.1 第 1 カスケード系用圧縮機の諸元 (その 1 : 性能)

項目 \ 段番号		1	2	3	5	7	10	15	25
型式		遠心型 (2 段式)							
ガス組成 (mol%)	Xe	66.7	46.8	26.7	5.3	0.8	0.1	—	—
	Kr	8.5	7.8	5.9	2.0	0.5	0.1	—	—
	Ar	2.8	4.3	5.4	5.2	3.8	2.2	1.1	0.6
	O ₂	17.3	31.6	46.7	62.6	64.1	59.7	53.4	49.1
	N ₂	4.7	9.5	15.4	24.8	30.7	38.0	45.5	50.3
平均分子量 (-)		102.7	82.5	61.4	37.7	32.1	30.8	30.3	30.0
比熱比 κ (-)		1.576	1.520	1.471	1.424	1.407	1.401	1.400	1.400
吸入流量	(mol/min)	1190	1280	1440	1900	2170	2260	2120	2130
	(m ³ /hr) ^{*1}	13950	15010	16880	22270	25440	26510	24870	24970
吸入圧力 (Torr) ^{*2}		100							
吸入温度 (°C) ^{*2}		40							
吸入圧縮性係数 (-) ^{*2}		1.0							
吐出圧力 (Torr) ^{*3}		700							
回転数 (rpm)	T _{dL} ^{*4}	229	214	201	188	183	181	181	180
	T _{dH} ^{*5}	226	210	198	185	180	178	178	178
吐出圧縮性係数 (-)		1.0							
吐出温度	N _L	8520	9420	10820	13740	14810	15100	15240	15320
	N _H	12700	14100	16190	20480	22170	22600	22770	22900
所要動力 (KW) ^{*6}		175	190	215	280	320	330	320	320
電動機容量 (KW)		1~2段: 230 KW, 3~4段: 300 KW, 5~6段: 360 KW, 7~25段: 380 KW							

- * 1 低圧圧縮機吸入条件での換算流量
- * 2 低圧圧縮機の吸入条件
- * 3 高圧圧縮機の吐出条件
- * 4 L : 低圧圧縮機
- * 5 H : 高圧圧縮機
- * 6 圧縮効率: 74%

表 5.2 第1カスケード系用圧縮機の諸元(その2:構造,材質)

項 目		諸 元			
		低 圧 圧 縮 機		高 圧 圧 縮 機	
—		吸 入 側	吐 出 側	吸 入 側	吐 出 側
ケーシング構造		垂 直 分 割 型			
羽根車の数 (枚)		2			
羽根車の外径 mm ϕ		480		320	
ジャーナル軸受		増減速機のピニオンと共用			
スラスト 軸受		"			
軸 封		ガスシール方式(2段セグメントシール, ラビリンスシール使用)			
設計圧力(kg/cm ² G)		1.0			
ノズル呼び径(インチ)		16 ^B	12 ^B	10 ^B	8 ^B
ノズル取付方向		横 方 向	横 方 向	軸 方 向	横 方 向
ノズル規格		JIS2K			
材 質	ケーシング	ステンレス鋳鋼			
	羽根車	Al合金, ステンレス鋳鋼			
	軸	ニッケルクロム鋼			
	ダイヤフラム	ステンレス鋼			
	ラビリンス	Al合金			
重 量	本体*1 (kg)	2400		1800	
	台盤 (kg)	3800			

* 1 増減速ギヤを含む

表 5.3 第1カスケード系用圧縮機の諸元(その3:ユーティリティ)

項 目	使 用 機 器		所 要 量	
	名 称	基 数	1 基 当 り	合 計
冷 却 水	中間冷却器	25	12m ³ /hr	300m ³ /hr
	後方冷却器	25	15 "	350 "
	LOユニット	5	50 "	250 "
圧縮空気 (又はN ₂ ガス)	軸 封	-	2Nℓ/min	6Nm ³ /hr
乾燥空気	計装機器	-	900ℓ/min (6.5m ³)	10 Nm ³ /hr
潤滑油	LOユニット	5	900ℓ/min (6.5m ³)	(32.5m ³)
電 気	圧縮機用電動機	19	380KW	7200KW
	"	2	360 "	720 "
	"	2	300 "	600 "
	"	2	230 "	460 "
	LOユニット用電動機	5	15 "	75 "
	"	5(予備)	15 "	75 "
	計装機器	-	-	1 "

()内の数値：初期充填量

表 5.4 廃ガス流量および操作圧力と圧縮機諸元の関係

圧力差 $\Delta P(\text{Torr})$	圧縮機 要 目	最終段供給流量 F_{25}^{*1} (mol/min)		
		1750	2130 ^{*2}	2710
550	羽根車外径(mm)		480×320	
	回転数 N_L (rpm)		8300~14950	
	〃 N_H (rpm)		12420~22340	
	所要動力 (KW)		165~315	
	全所要動力(KW)		7275	
600	羽根車外径(mm)	440×320	480×320	540×380
	回転数 N_L (rpm)	9260~16690	8520~15320	7520~13600
	〃 N_H (rpm)	12700~22900	12700~22900	10650~19250
	所要動力 (KW)	150~280	175~330	215~395
	全所要動力(KW)	6470	7550	9135
650	羽根車外径(mm)		480×320	
	回転数 N_L (rpm)		8660~15580	
	〃 N_H (rpm)		12970~23290	
	所要動力 (KW)		180~340	
	全所要動力(KW)		7785	

* 1 第25段の値

* 2 設計基準値

表 5.5 作業時間

室名	作業内容	作業時間
前処理室	巡視及び現場計器のチェック	~1 hr/week
カスケードI室	同上	〃
希ガス貯蔵設備室	希ガスの封入作業(空容器の設置, 監視, 封入配管の取り外し)	~1 〃
脱酸素設備室	巡視及び現場計器のチェック	~8 〃
廃ガス受入槽室	同上	~8 hr/yr

* プラントの運転は300day/yrであるが, ここでは50 week/yrとする。

* 表示の作業は同じ作業負が行うものとする。

表 5.6 ^{85}Kr の許容濃度および許容漏洩量

室名	^{85}Kr の許容濃度 ($\mu\text{Ci}/\text{cm}^3$)	換気回数 (回/hr)	換気流量 (m^3/hr)	^{85}Kr 許容漏洩量 (Ci/hr)
前処理室	8.70×10^{-5}	7	10500	0.914
カスケードI室	"	"	64800	5.64
脱酸素設備室	"	"	1890	0.165
希ガス貯蔵設備室	1.09×10^{-5}	"	1580	0.0172
廃ガス受入槽室	5.43×10^{-4}	"	13500	7.34

表 5.7 プロセス装置内の ^{85}Kr 濃度および許容ガス漏洩量

室名	装置内の ^{85}Kr 濃度 ($\mu\text{Ci}/\text{cm}^3$)	許容ガス漏洩量	
		ℓ/hr	($\text{atm}\cdot\text{cc}/\text{sec}$)
前処理室	113	80	25
カスケードI室	2041	2.6	0.1
脱酸素設備室	1.01×10^4	0.18	5×10^{-3}
希ガス貯蔵設備室	1.01×10^4	0.0009	2×10^{-4}
廃ガス受入槽室	113	650	194

^{85}Kr 濃度は標準状態での濃度を示す。

表 5.8 各室の給排気風量

給排気される室		給排気風量 (m ³ /hr)	換気回数(回/hr)
排 気 系 I	総合監視室, 休憩室	4100	7
	分析室	900	"
	汚染検査室	1680	"
	倉庫 I	1120	"
	廃棄物貯蔵庫	1120	"
	メンテナンスエリア	6800	"
	前処理室	8020	"
	バックアップ設備	2270	"
	排気設備室	1510	"
	廃ガス受入槽室	13600	" , (機械室)
カスケード I 室	57200	"	
合 計		98320	
排 気 系 II	脱酸素設備室	1890	7
	希ガス貯蔵設備室	1580	"
	カスケード II 室	4620	"
	希ガス貯蔵庫	45000	[除熱による温度上昇 がmax 5℃程度とな る流量]
合 計		53090	

表 5.9 冷却塔負荷水量

被冷却機器	常用/設備	設備水量 (m ³ /hr)	最大負荷時 (m ³ /hr)
受入部廃ガス圧縮機	1/2	3	3
受入部非常用圧縮機	1/1	5	—
受入部真空ポンプ	1/1	1	1
拡散筒圧縮機中間冷却器	25/25	12×25	300
拡散筒圧縮機後方冷却器	25/25	14×25	350
潤滑油ユニット	5/5	50×5	250
拡散ガス払出しポンプ	1/2	3	3
希ガス冷却器	1/1	1	1
希ガス高圧圧縮機	1/2	5	5
冷凍機	1/2	3	3
合計	—	—	916

表 5.10 冷凍機負荷水量

被冷却機器	常用/設備	所要水量 (m ³ /hr)	最大負荷時 (m ³ /hr)	交換熱量 (Kcal/hr)
冷却凝縮器	1/1	10	10	14000
モレキュラーシーブ塔再生ガス凝縮器	1/1	10	10	12000
希ガス冷却凝縮器	1/1	1	1	30
貯蔵系モレキュラーシーブ塔再生ガス凝縮器	1/1	1	1	30
合計	—	—	22	最大30000

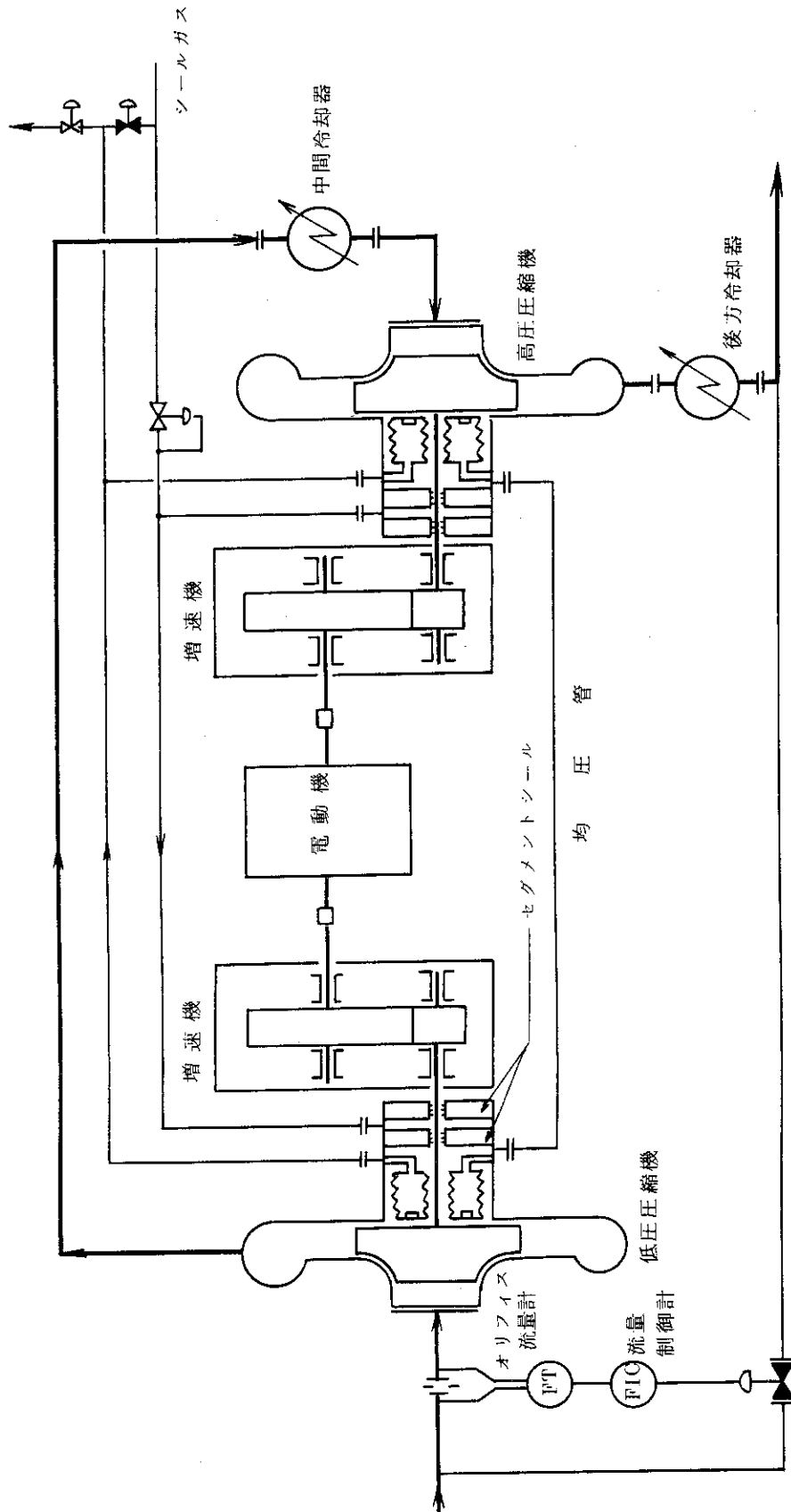


図 5. 1 圧縮機の構成

6. 計装・制御設備

本章で概説する計装・制御設備は、プロセス設備の制御を対象とした中央制御盤および施設全体の監視を目的とした中央監視盤ならびにカスケード制御を行う計算機システムである。これらは、施設各部の運転状態の把握あるいは通常時および異常時における各装置の運転（起動操作を含む）、停止に必要な種々の指示、操作を行う機能を備えている。なお、プラントの各系統・設備における計測点および計測内容については既述した（3・6参照）

6.1 中央制御設備

(1) 中央制御盤

本施設の中心をなすプロセス設備に関連する指示、記録、監視および操作を行うものであり、プロセスの各系統毎に固有の機能を有する制御盤を設けている。即ち、廃ガス受入系、前処理系、貯蔵系に各一面、第1カスケード系に2面設置される。ただし、圧縮機のシールガス系、潤滑油系は、圧縮機の機能維持を目的とするものであり、プロセスに直接かからないので、次項の制御盤で取扱う。

本設備に準ずるものとして、後述する計算機用のタイプライター1台が置かれる。

(2) 中央監視盤

プロセス設備以外の各設備の監視を主目的とするもので、共通監視盤（1面）、放射線監視盤（1面）および圧縮系のシールガス系・潤滑油系制御盤（1面）からなっている。

共通監視盤の機能は次の通りである。

(i) 電気設備

動力機器類のスイッチ操作あるいは故障表示はそれぞれにおける電気盤において行いが、電気設備自体の故障または異常は本監視盤で一括して管理する。

(ii) 空調・換気設備

空調設備および換気設備における故障または異常の表示を行う。

(iii) 冷水塔、冷凍機

冷水塔および冷凍機に係わる指示、記録、監視、操作を行う。

一方、放射線監視盤の機能は、施設内の各所に設置された放射線監視機器類からの信号の指示、記録、監視を行うとともに操作を行うことができるものである。

6.2 計算機システム

先に述べたように、起動時におけるカスケード内の濃度分布および各段循環流量の急激な変化に追従して圧縮機を円滑に運転するために、計算機による制御が必要である。

本節では、このようなカスケードの制御方法として考えられるシーケンス制御法と計算機制

御法の得失を比較検討し、さらに本施設に導入した計算機システムの機能、構成について述べる。

6.2.1 シーケンス制御

シーケンス制御は、次の2点により特徴づけられる。すなわち、ある装置に本制御方式を組み込む場合には、あらかじめその装置の運転特性を適確に把握し運転手順を定めておく必要がある。また、制御対象は比較的単純な運転操作が中心であり、プロセス量の変化そのものを制御するものではない。

従って、カスケード系においてシーケンス制御を適用できる個所は、以下のようなものに限られる。

(1) カスケード起動時における各段の連結

図6・1は、第25段から第1段までの各段の起動時におけるシーケンスを概念的に示したものである。この場合、各段における濃度分布の平衡到達時間ならびに第5段から第1段へと逐次的に連結していくための各段毎の所要時間をあらかじめ設定しておかねばならない。このとき、各段の拡散筒および圧縮機のバイパス弁の制御は、循環ガス組成の分析結果に基づいて適切に行われることが前提条件となる。シーケンス制御には、以上の制御機能に加えて、外乱などに基づくカスケード内の流量、濃度分布の急激な変化に対する追従性も要求される。このため本制御方式では、回路が非常に複雑となり大きな設備費を要する。

図6・2は、何らかの異常により運転を停止する必要の生じた段をバイパスさせてカスケードから切離すための制御回路を模式的に表わしたものである。ここで対象となる異常の種類は図に示したもので、その検出端は、全段(25段)に設けられる(ただし、LO供給圧力異常については、圧縮機1ブロック当たり1個)。

ところで、上記のように異常段のバイパスを行うためには、カスケード内における当該段の位置に応じて適当な流量調節が必要である。特に、異常が回収ガス流の抽出し段である第1段で生じた場合には、抽出し位置を第2段に変更すると同時にガス組成に応じて還流比を新たに設定し直さねばならない。このようなガスの流量、組成の変動に対する追従機能を組入れることは、シーケンス回路を複雑にするので余り現実的ではない。

また、カスケード内のガス組成を把握するために設けられたサンプリング弁の開閉動作をシーケンス制御で行うことも同様の理由で得策ではない。

以上から、カスケード系に対して機構の簡単なシーケンス制御の適用できる余地が少ないことが理解される。

6.2.2 計算機制御

本制御法は、計算機の記憶・演算容量を適切な規模に選ぶことにより、予めカスケード内の定常濃度分布、流量あるいは拡散筒・圧縮機などの通常時・異常時における操作パラメーターなどを記憶させておくことができるので、カスケード各段の連結、切離し(バイパス操作を含む)動作、流量制御、圧縮機回転数制御などを迅速に行うことができる。さらに、シーケンス制御では困難なインベントリ管理やその他のプロセス量の演算機能をもたせることも可能で

ある。

6.2.3 計算機システムの構成

図6・3は、システムの概略構成および入出力部の仕様を示したものである。

図6・4は、カスケード全体について共通なプロセス量である供給ガス、排気ガスおよび回収ガスの組成、圧力、温度、流量ならびに圧縮機潤滑油（LO）供給圧力に対する演算・指令機能を模式的に表わしたものである。

図6・5は、同様にカスケード1段毎の制御パラメータの演算・指令機能を表わしたものである。

以下に、システム各部の仕様を説明する。

(1) 入出力インターフェイス

入出力部の機能は、カスケードからのデータを読み込むと同時に計算機の指令を中央制御盤を介してプロセスに伝達することにある。データの種類は、表6-1（入力信号）に示したようにアナログとデジタルに分けられる。入力信号がアナログ信号の場合には、下記の補正方法により、信合レベルを合わせた後A/D変換して入力信号とする。

- 熱電対 補償導線で計算機に直接引込む（冷接点補正は計算機に行わせる）
- 電圧信号 信号レベルが著しく異なるものについては減衰器などを介してレベルを揃える。
- 電流信号 抵抗器によりmVに変換し電圧入力とする。
- 測温抵抗体 抵抗ブリッジによりmVに変換し電圧入力とする。

デジタル信号は、大部分が接点入力であるので、接点のON-OFF状態をレジスタのビットの「1」、「0」にふりあてられて読み込まれる。

計算機から出力される情報とその方法は次の通りである（表6・2参照）。

- 警 報 中央制御盤のアナラシタ回路に入力されるとともにメッセージがタイプライターに打出される。
- 分析値 分析結果がタイプライターに打出される。
- 設定値 分析結果に基づいて計算されたバイパス弁およびガス抽出調整弁の開度が中央制御盤に設置された調節計に入力される。
- その他 サンプリングラインの弁および分析計の制御信号ならびにカスケード系における異常段切離しとバイパス流路確保のための弁制御信号が打出される。

(2) タイプライター

タイプライターは、計算機から出力される各種の異常メッセージ、ガス組成の分析結果を打出すとともに記憶されているプログラムの変更やデバッグをオンラインで行う機能を有している。また、演算結果を必要に応じて選択して打出することもできる。

表 6. 1 入力一覧表

No.	入力信号	数量	信号の種類	備 考
1	質量分析計	2	デジタル	
2	拡散筒入口温度	25	アナログmV	零点補正, リニアライザー 機構
3	“ 入口圧力	25	“ mA	電圧変換
4	圧縮機流量	25	“ mA	温度補正後開平演算し電圧変換
5	シールガス流量	25	“ mA	
6	圧縮機振動	50	接点信号	
7	L O 供給圧力	5	“	
8	排気ガス, 抜き出し量	1	アナログmV	圧力・温度補正後開平演算し電圧変換
9	“ 温度	1	“ mV	零点補正, リニアライザー機構
10	“ 圧力	1	“ mA	電圧変換
11	カスケード系供給量	1	“ mA	圧力・温度補正後開平演算し電圧変換
12	“ 供給温度	1	“ mV	零点補正, リニアライザー機構
13	“ “ 圧力	1	“ mA	電圧変換
14	回収ガス抜き出し量	1	“ mA	
15	“ 温度	1	“ mV	上記に準ずる。
16	“ 圧力	1	“ mA	

表 6. 2 出力一覧表

No.	出力信号	数量	備 考
1	カスケード廻りON-OFF弁	25	入力信号のうちNo. 2~7迄の信号を組み合わせ異常段の検知を行い, 異常段切離しのためのON-OFF信号を出す。
2	バイパス量設定値 (AV-301a~306a)	6	入力信号No. 1とNo. 4により, 圧縮機がサージングを起さないように, 調節計のための設定値を1~5Vで出す。
3	拡散還流量設定値 (AV-324n, 325c)	2	入力信号No. 1の信号により還流量を求め調節計のための設定値を1~5Vで出す(5と関連)。
4	警報信号	1	入力信号No. 2~5, 8~10に対し高and/or 低の状態になった時に接点信号を出すと共にタイプライタにメッセージを出す。
5	排気ガス抜き出し量 設定値	1	排気ガスの濃度に従い, 弁の開度を調節するための設定値を1~5Vで出す。
6	回収ガス抜き出し量設定値	1	回収ガスの濃度, 特にKr-85の濃度に従い, 弁の開度を調節するための設定値を1~5Vで出す。

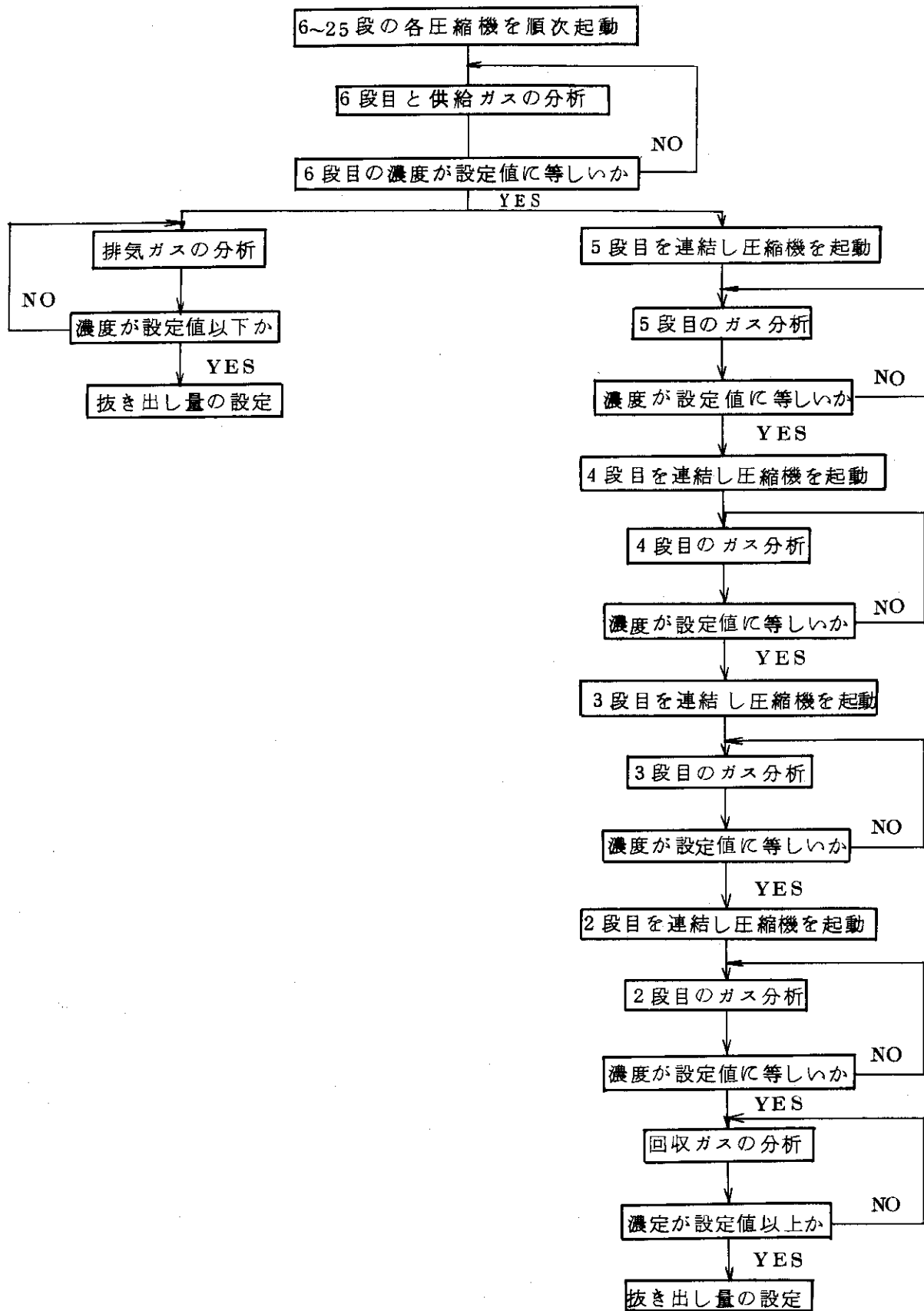


図 6.1 カスケードを起動する際の各段の連結シーケンス図

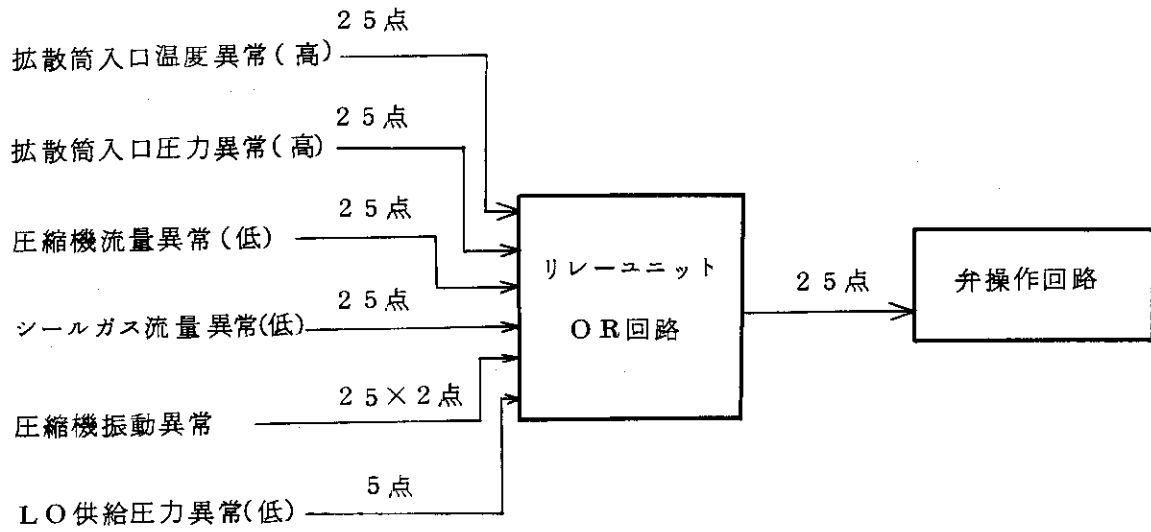


図 6.2 異常が発生した段の切離しとバイパス路の確保のためのブロック図

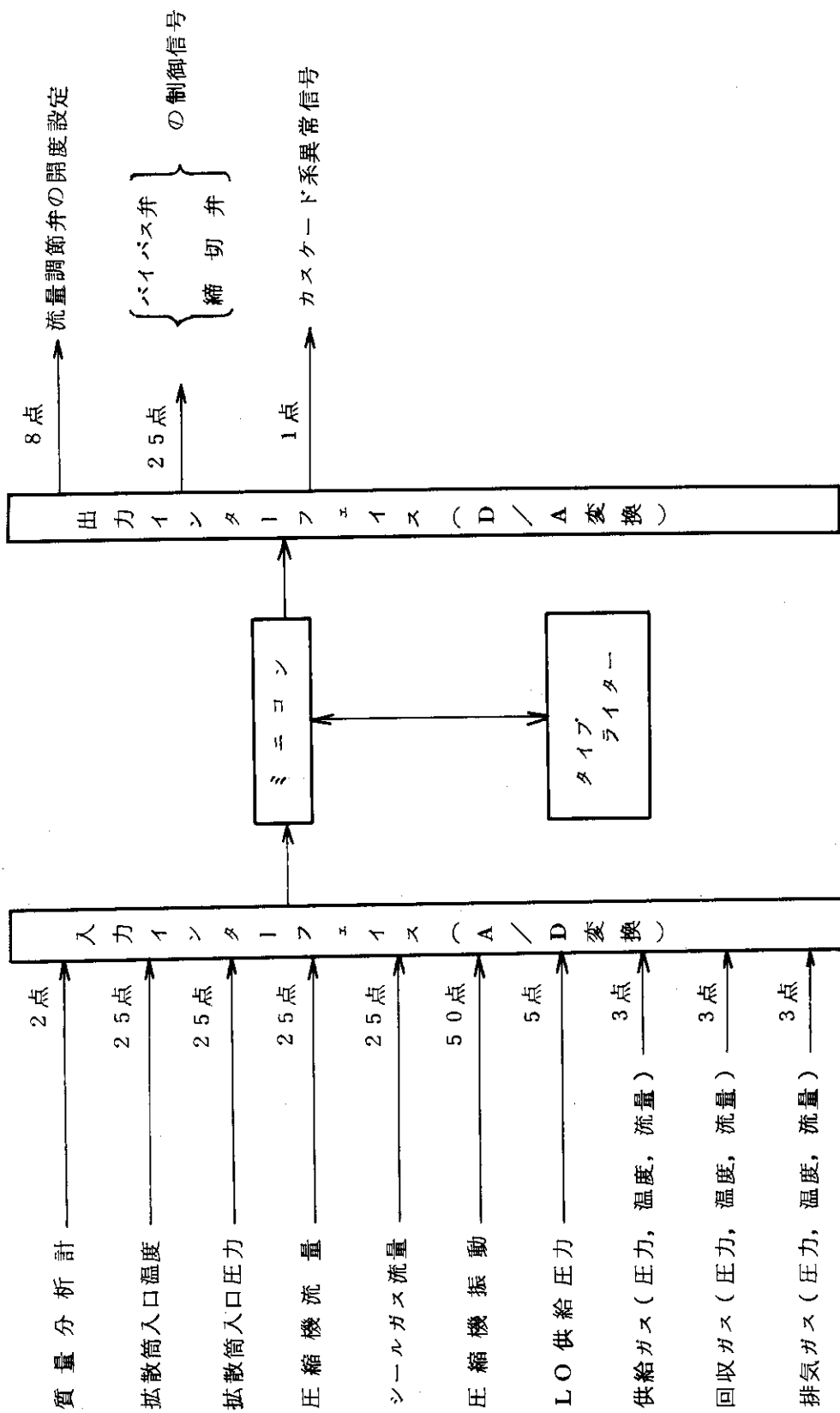


図 6.3 計算機システム構成図

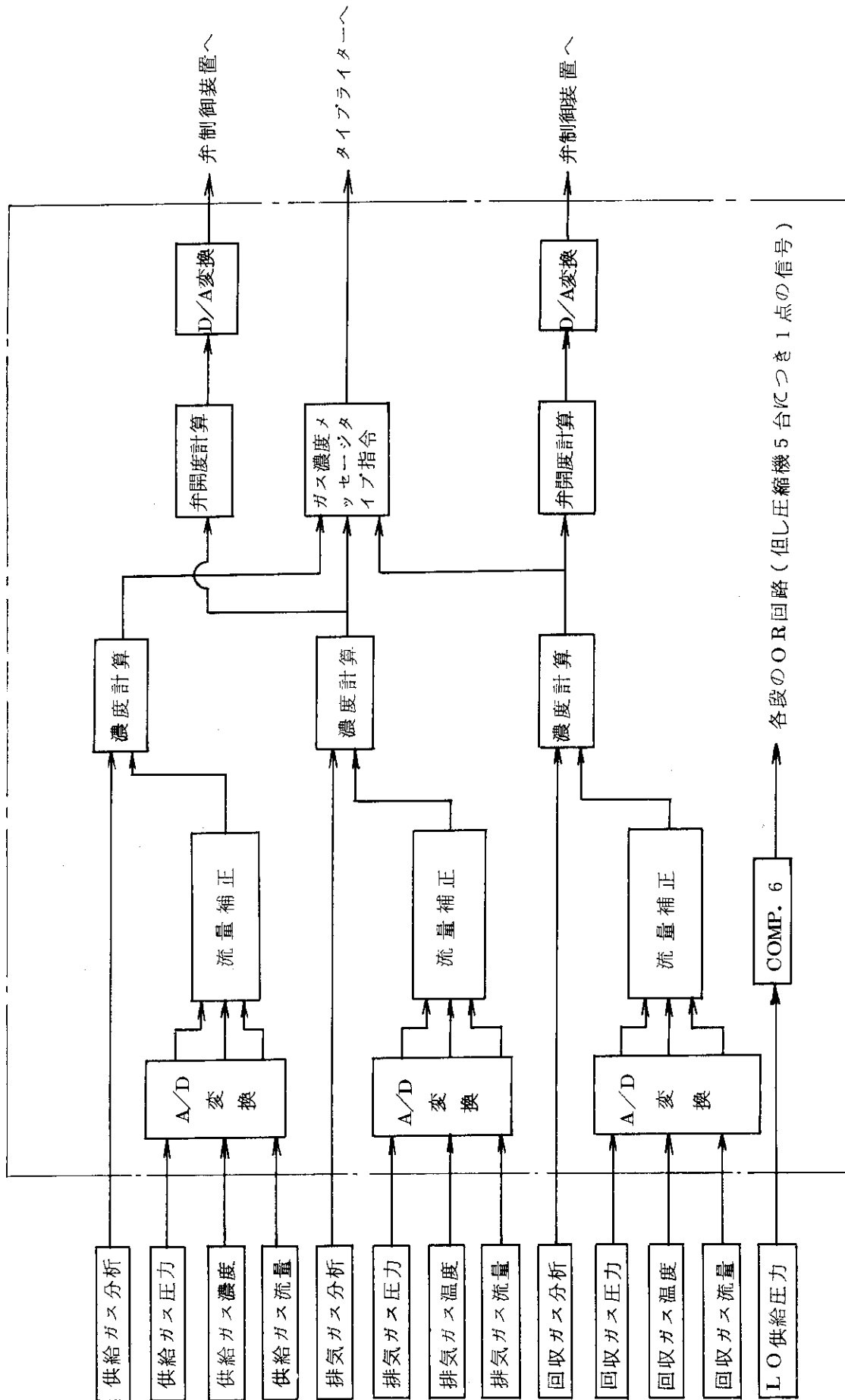


図 6.4 カスケード系の共通部ブロック図

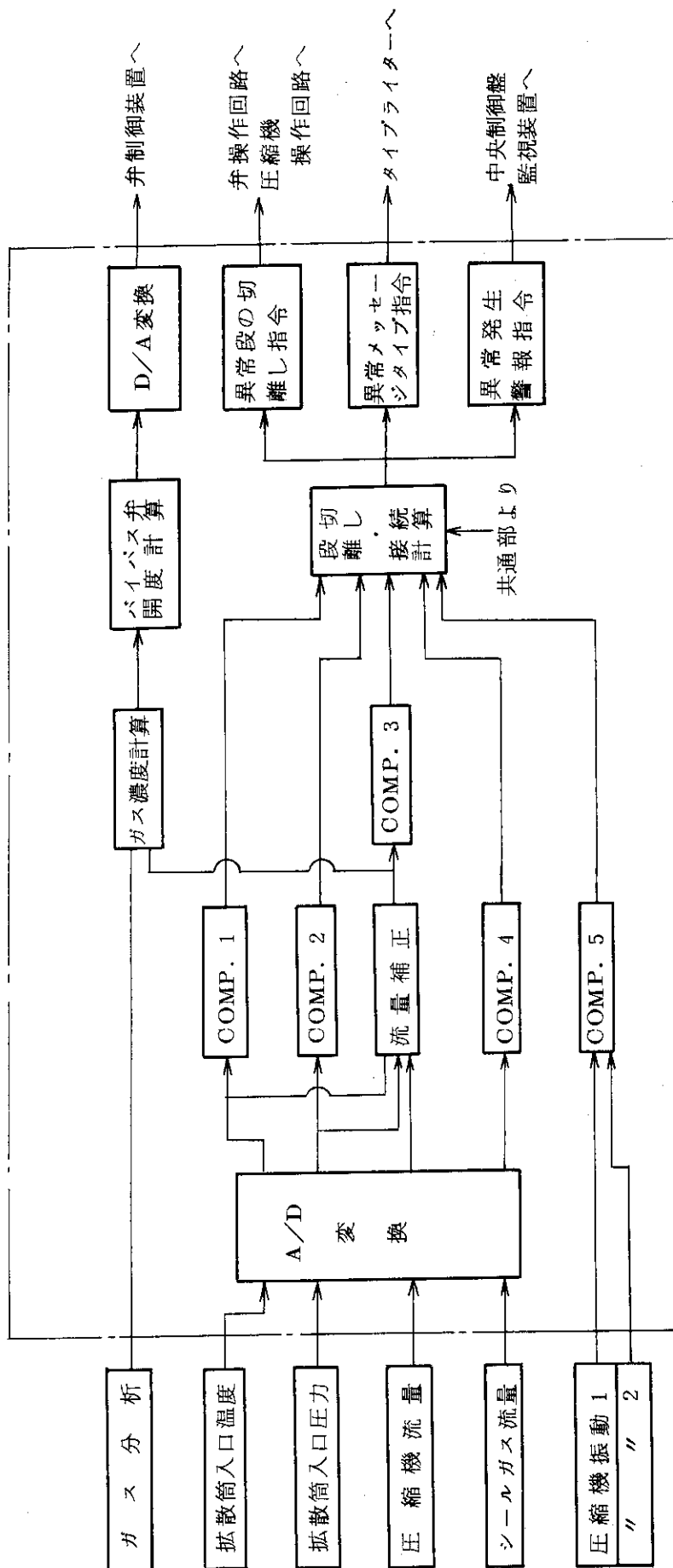


図 6.5 カスケード系の各段個有のブロック図
 [ガス分析は1段~6段について
 だけ行い。]

7. 電 気 設 備

本施設の電力を必要とする部分は、カスケードを中心としたプロセス設備および同支援設備、ユーティリティ設備、建家設備などである。

表7・1は、これらの設備に要する電力容量を示すもので、施設全体の容量は約10,000KW、そのうちカスケードが約90%を占めることが分かる。

図7・1は施設の受配電システムを概念的に示すもので、各設備の電力容量に応じて効率的な運転ができるような電源区分(表7・2参照)を行っている。

以下、本設備の設計条件および概略仕様について説明する。

7.1 受変電設備

本設備は、一般の商用電力網から6600Vで受電する場合を想定したもので、6.6KV受配電盤および6.6KV変圧器からなっている。即ち、本設備は、外部から受電した6000Vを3000Vおよび440Vに降圧し、後述する各パワーセンターとコントロールセンターを介して各設備に給電するものであり、これ以外の低圧電力は本受変電設備を経ずに直接動力設備に導かれる。

受配電盤および変圧器の仕様は表7・3に示す通りである。変圧器は受配電盤から給電される3 ϕ ・6600V・50Hzの電力を3 ϕ ・3300Vおよび3 ϕ ・440Vに降圧するための高圧変圧器(5基)と中圧変圧器(1基)から構成されている。高圧変圧器はカスケード各段の圧縮機に、中圧変圧器は比較的容量の大きい負荷(10~100KW)および建家設備に使用するものである。

7.2 動力設備

本設備は外部から受電する低圧電力および受変電設備からの電力を各負荷の仕様に応じて配電するためのもので、次の電力盤により構成されている。

- 3300V高圧配電盤
- 440Vパワーセンター
- 440Vコントロールセンター
- 220Vコントロールセンター
- 計装盤
- 直流盤

以下、各配電盤の機能、主要仕様について概説する。

(1) 3300V高圧配電盤

本配電盤(表7・4参照)は、カスケード各段の圧縮機に給電するためのもので、25基か

らなる圧縮機の起動、停止および故障時における操作が円滑に行えるように考慮が払われている。

(2) 440Vパワーセンター

本配電盤(表7・4参照)は、中圧変圧器から給電される3 ϕ ・440Vの電力を受電し、440Vコントロールセンターに給電するためのものである。また、同センターに備えられる非常用電源のための受電開閉器も設置されている。

(3) 440Vコントロールセンター

本制御盤は(表7・5参照)は、パワーセンターからの電力を各負荷へ給電制御するためのもので、常用および非常用の2種類が備えられている。

常用コントロールセンターは、主にプロセス中の負荷容量の比較的大きい機器類で故障などの原因で常用電源をトリップした際に運転を停止することのできる設備への給電制御を行うものである。

非常用コントロールセンターは、常用電源のトリップ時に非常用電源から給電を行うための配電盤である。

本施設において非常用電源による継続運転の必要な機器類および設備は次のものである。

- 廃ガス受入系の非常用廃ガス圧縮機
- プロセス設備の換気、照明機器類
- 計装・制御機器類

これらのコントロールセンターは、原則として1つの負荷に対してノーフェーズブレーカー(NFB)、電磁接触器および熱動過電流継電器などを夫々1個ずつ設けており、現場でのスイッチ操作(NFB)および総合監視室でのON-OFF制御(電磁接触器)が可能となっている。

(4) 220Vコントロールセンター

本制御盤(表7・5参照)は、外部から3 ϕ ・220Vおよび3 ϕ ・100Vの電力を直接受電し、各負荷に給電するためのものである。特に、ヒーター類については出力調整ができるように盤内に電力調整器、電圧計および電流計を設けている。また、3 ϕ ・100Vの受電電力は、建家内の照明その他低圧電力機器に使用されるもので、本盤内には、照明分電盤および夫々の負荷への接続端子が設けられている。なお、この電気系統には非常用電源は接続されていない。

(5) 計装用交流盤

本計装盤(表7・6参照)は、外部から1 ϕ ・100Vの電力を受電するとともに440V非常用コントロールセンターからの単相440Vを単相100Vに降圧し配電するためのものである。

(6) 計装用直流盤

本計装盤(表7・6参照)は、遠隔操作弁、計器類ならびに建家の非常照明、防災設備などの直流無停電負荷に給電するためのものであり、母線には整流器と蓄電池が接続されている。

通常この計装盤は、440V非常用コントロールセンターから220Vに降圧された電力を受電、整流、給電を行うとともに蓄電池を充電している。これにより、常用電源がトリップした場合に、非常用電源回路が作動するまでの間、蓄電池からの給電を行うことができる。

7.3 接地設備

本設備は、対地電圧の上昇による人体への危険性をなくすことおよび機器類の保護、計測信号への影響の除去を目的とするものである。

設備の主要部分は、接地極および接地ケーブルであり表7.7に示すように、通常の電気設備基準にしたがった工事がなされる。

以上の各電気設備の設計、製作、据付工事、試験検査には、次の規格、基準が適用される。

- 日本工業規格 (JIS)
- 日本電気規格調査会標準規格 (JEC)
- 日本電気工業会標準規格 (JEM)
- その他関連規格

7.4 電気系統

第1カスケード系を主体とした本プラントでは、その全段が安定に稼動できることが重要であり、プラントの設計段階において圧縮機への給電方法、電気系統およびカスケード段の故障対策ならびに停電対策を十分に検討しておかねばならない。

(1) 給電方法

カスケード全体を5ブロック(5段/ブロック)に分け、各ブロックには変圧器1台ずつを備えた独立の給電回路を設けている(図7.1参照)。即ち、各ブロックの圧縮機は1つの変圧器より給電されるので、1回路の故障が他ブロックに波及することを避けることが可能となっている。

圧縮機の起動方法(3.4.5参照)としては、25段目→6段目までを順次1台ずつ起動する方法を採用した。これらの段を同時に起動することも可能であるが、この方法は、圧縮機の起動電流が大きいため、電気設備容量を大きくする必要があり経済的には得策ではない。また、起動時の電圧降下が著しく、他の負荷への悪影響も考えられる。

(2) 故障・停電対策

(i) カスケードの故障

カスケード各段を構成している拡散筒、圧縮機、熱交換器などの異常により、当該段の運転を停止する場合があるので、その段への給電のみを遮断することのできる給電系統としている。

(ii) 給電系統の故障

本系統では、変圧器まわりおよび配電線関係の故障が主なものである。前者の故障に際しては、そのブロックの5台の圧縮機が運転不能となるため、カスケード全体に与える影響が大きい。しかし、変圧器の信頼性が高いこと、故障の程度(3相中の2相が健全な場合)によってはそのまま運転を継続できることから、ここでは変圧器の予備あるいは多重性を考慮していない。

一方、後者の故障の大部分は短絡あるいは地路など配電線に関連するものであり、カスケ

ードにおいてはこの種の事故の生じた段のみを停止すればよいので、単一母線方式を採用した。

(iii) 停 電

6.6 KVの給電系統に故障が生じた場合には、カスケード運転の停止にともない、プラント各部の安全を維持する必要がある。本プラントでは、非常用電源回路により、カスケードトリップ装置、制御装置、放射線管理機器類、照明などの諸設備への給電が確保されている。

表 7. 1 電 源 容 量

(定 格 値)

設 備	所 要 電 力 (K W)	備 考
プロセス設備		
受入れ系	9 5	
前処理系	5 5	
カスケード	9 2 2 6	カスケード圧縮機:9000KW
貯蔵系	1 0 6	
換気系	4 4 3	
(小 計)	9 9 2 5	
放射線監視設備	—	
分析装置	—	
冷水塔設備	1 4 2	
冷凍機設備	4 2	
床ドレン設備	0.2	
制御設備	5 0	
(小 計)	2 3 4.2	
ユーティリティ・建家設備		
空 調	1 0 0	
照 明	1 0	
通 信	—	
防 火	—	
クレーン・電動シャッター	5 0	
(小 計)	1 6 0	
合 計	1 0 3 1 9.2	

表 7. 2 電 源 区 分

定 格 電 圧	用 途
3 3 0 0 V 3 φ 5 0 H z	大容量〔約100KW以上〕の負荷〔常用〕
4 4 0 V 3 φ 5 0 H z	比較的容量の大きい負荷(約10KW以上)〔常用, 非常用〕
2 2 0 V 3 φ 5 0 H z	小容量の負荷(約1KW以上)〔常用, 非常用〕
1 1 0 V 1 φ 5 0 H z	測定器, 弁操作及び上記以外の負荷〔常用, 非常用〕
1 1 0 V 3 φ 5 0 H z	照明用〔常用〕
D C 1 1 0 V	弁操作及び非常照明用〔無停電〕

第 7.3 受変電設備

6.6 K V 受配電盤		6.6 K V 変圧器	
型	式 : 自立閉鎖型	型	式 : 油入・自冷式 (フェンクス収納)
装	備 品 : 遮断器	相	数 : 3 相
	計器用変成器	周	波 数 : 50 Hz
	電 圧 計	定	格 : 連続定格
	電 流 計	設	置 場 所 : 屋 外
	力 率 計		
	周 波 数 計		
	積算電力計		
	電 力 計		
	給電用電流計		
	繼電器類		
	操作スイッチ		
	模擬母線表示		
	故障表示		
設	置 場 所 : 電力盤室		

表 7. 4 動力設備 (1)

3300 V 高圧配電盤	440V パワーセンター
<p>所要面数 : 13面 型式 : 垂直自立型 備品 : 遮断器 閉器 計器用変成器 電流計 故障表示 継電器類</p>	<p>所要面数 : 1面 型式 : 垂直自立型 母線電圧 : 3相440V50Hz 備品 : 遮断器 閉器 計器用変成器 電流計 零相変流器 継電器類 故障表示</p>
<p>概略寸法 : 800W×2300H×1000D 設置場所 : 電力盤室</p>	<p>概略寸法 : 600W×2300H×500D 設置場所 : 電力盤室</p>

表 7. 5 動力設備 (2)

440Vコントローラセンタ-	220Vコントローラセンタ-
<p>440V常用コントローラセンタ-: 10面 440V非常用コントローラセンタ- 3面 型式: 垂直自立型 電圧: 3相440V50Hz 概略寸法: 600W×2300H×500D(1面当り) 装備品: ノーヒューズブレーカ 電磁接触器 熱動過電流継電器 計器用変成器 電流計 変圧器 表示ランプ 設置場所: 電力盤室</p>	<p>所要面数: 8面 型式: 垂直自立型 概略寸法: 600W×2300H×500D(1面当り) 装備品: ノーヒューズブレーカ 電磁接触器 熱電過電流継電器 計器用変成器 電流計 電圧計 電力計 電力調整器 表示ランプ 地絡継電器 設置場所: 電力盤室</p>

表 7.6 動力設備 (3)

計装用交流盤	計装用直流盤
<p>所要面数 : 1 面</p> <p>型式 : 垂直自立型</p> <p>概略寸法 : 600W×2300H×500D</p> <p>装備品 : 変圧器</p> <p>定 格 一 次 400V / 二 次 110V 単 相 ノ ー ヒ ュ ー ズ ブ レ ー カ</p> <p>電 圧 計</p> <p>電 流 計</p> <p>計 器 用 変 成 器</p> <p>設 置 場 所 : 電 力 盤 室</p>	<p>所要面数 : 1 面</p> <p>型式 : 垂直自立型</p> <p>概略寸法 : 600W×2300H×500D</p> <p>装備品 : 整流器</p> <p>形 式 : S C R 整 流 方 式</p> <p>電 源 電 圧 : 3φ 220V 50Hz</p> <p>蓄 電 池</p> <p>形 式 : ア リ カ リ 蓄 電 池</p> <p>電 圧 計</p> <p>電 流 計</p> <p>操 作 ス イ ッ チ</p> <p>継 電 器 類</p> <p>表 示 ラ ン プ</p>

表 7. 7 接 地 工 事 仕 様

- 第一種接地工事

定格3300Vが給電されている電気機械器具の鉄台や金属製外箱等に施行する。

- 第二種接地工事

6600V/440V 変圧器の低側中性点及び金属混触防止板

- 第三種接地工事

- 200V又は100V使用の電気機械器具の鉄台，金属製外箱
- 6600V又は3300Vを使用している計器用変成器の二次側
- 200V又は100Vのケーブル用金属管及び金属製ダクト等

- 特別第三種接地工事

- 400V用電気機械器具の鉄台及び金属製外箱
- 400V使用のケーブル用金属管又は金属ダクト等

- その他

計装工事関係における接地工事として，主にケースアースが上記第三種接地工事に該当し，その他にシステムアース及びシールドアースとしては接地抵抗3Ω以下の接地工事を行う。

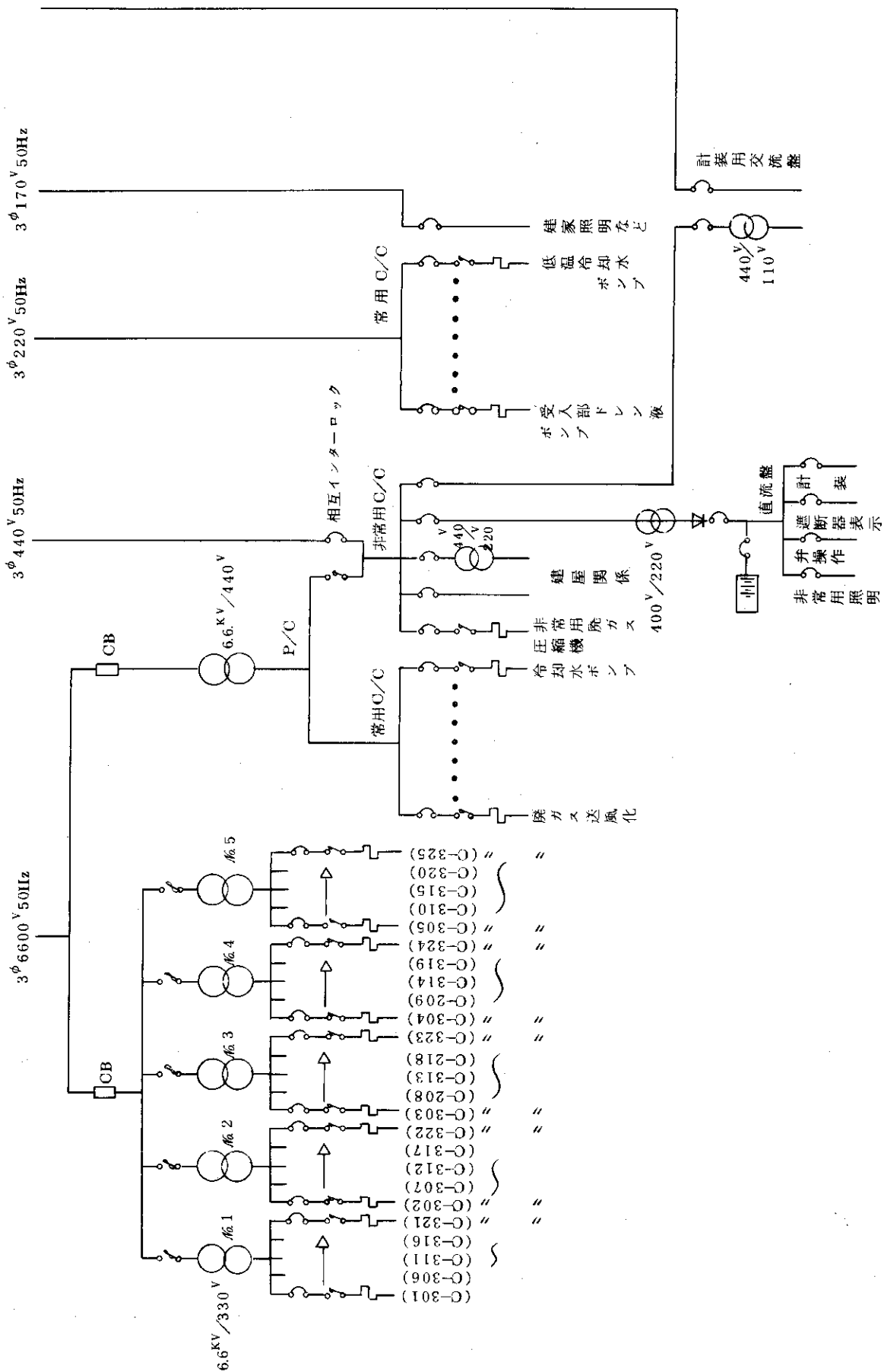


図 7.1 受配電系統の構成

8. 保物設備

ここでは、保物設備の前提条件となる放射線管理計画およびモニタリング計画について説明し、さらに施設の遮蔽設計条件を明らかにする。

8.1 管理区域の設定

本施設における管理区域および非管理区域は以下の通りである。

放射線管理区域：

倉庫(I), 汚染検査室, 廃棄物貯蔵庫, メンテナンスエリア, 前処理室, 廃ガス受入れ槽室, カスケードⅠ室, カスケードⅡ室, 脱酸素設備室, 希ガス貯蔵設備室, 希ガス貯蔵庫 (以上は1階部分)

休憩室, 総合監視室, 分析室, バックアップ室, 排気設備室 (以上は2階部分)

非管理区域：

玄関, 受付, 電力盤室, 空調機械室 (以上は1階部分)

会議室, 事務室, 倉庫(2), 湯沸室, 便所, 屋上 (以上は2階部分)

8.2 モニタリング

本施設における放射線管理の基本的な考え方は、施設の従事者およびその周辺住民が放射線被曝から十分安全に防護されるような対策を講じ、厳重な放射線管理を行うことにある。

以下に、モニタリング設備の概要を示す。

(1) 作業環境のモニタリング

この設備は、主として施設内の作業従事者の安全をはかるものであり、次の3系統のモニタリングに分類される。

(i) 空間線量率のモニタリング

管理区域内の要所(主として室の出入口, 通路に近い個所)にγ線エリアモニターを設置し, その個所における空間線量率を常時, 連続的に測定・記録し, 異常な線量率を検出した場合には警報を発する。また, 管理区域内で従事者などの立入り頻度の高い個所については, 各種のサーベイメーターが備えられ, 随時または定期的に空間線量率をチェックすることができる。

(ii) 空気汚染のモニタリング

放射性ガスによる空気汚染を常時監視するために, 管理区域の要所に定置式のガスモニターを設置し, 異常検出した場合には警報を発する。さらに移動式のガスモニターを用意し, 必要に応じて施設内各所の放射性ガス濃度を測定する。

一方, 放射性ダストによる空気汚染の考えられるメンテナンスエリア, 汚染検査室には, エアスニフファを配置し, 随時空気汚染濃度を測定する。

(iii) 表面汚染のモニタリング

施設内各所の表面汚染の有無および汚染密度を定期的または随時確認するために、スミヤ法またはサーベimet法による測定を行う。

(2) 個人被曝のモニタリング

管理区域内に立入る従事者その他の外部被曝を管理するために、TLD、ポケット線量計などにより個人の被曝線量を測定・監視する。また、空間線量率の高い区域（カスケード室、希ガス貯蔵設備室など）で作業を行う場合には、あらかじめ十分な放射線作業計画をたてるとともに、従事者には個人警報線量計を着用させ、異常に被曝することのないように監視する。

(3) 排気・排水モニタリング

施設外へ排出されるヨウ素、クリプトンおよびその他の β - γ ダストの濃度を常時監視し、異常濃度に対して警報を発することのできるモニタリングシステムを備える。

なお、排水中の放射能濃度はサンプリング法によって測定する。

(4) 周辺環境モニタリング

再処理工場の設備として、周辺環境の空間線量率、積算線量および放射能濃度の監視、記録、測定機器類が備えられているので、本施設用としては特に設ける必要はないと考えられる。

8.3 配 置

放射線の監視および測定機器類、防護具類は表 8.1 に示したものである。以下に、主な機器の配置上の考え方を説明する。

(1) γ 線エリアモニター

本モニターは、設置場所の空間線量率のレベルに応じて適切な測定範囲のものを選ぶ必要があり、一般に、空間線量率がバックグラウンド程度（ $0.1 \sim 10 \text{ mR/hr}$ ）に低い区域には、検出器として故障の少ないGM計数管を使用し、中～高線量率の区域にはCutie Pie型（ $2.5 \sim 2500 \text{ mR/hr}$ ）あるいはdosimeter型（ $10 \sim 1000 \text{ mR/hr}$ ）の電離箱を設置している。

(2) ガスモニターおよびダストモニター

放射性物質による空気汚染のモニタリングは、放射性気体を対象としたガスモニターと放射性ダストを対象としたダストモニターによって行う。

本施設では、廃ガス受入れ槽室から希ガス貯蔵庫に至る各プロセス室ならびにメンテナンスエリア、廃棄物貯蔵庫にサンプラー型ガスモニターと固定濾紙式ダストモニターを設置している。ここで、それぞれの測定器、検出器は、測定および保守の容易さから、総合監視室に置き、サンプリング用吸気ノズルだけを各室に配置する集中モニタリング方式をとっている。本方式では、吸気ノズルにダスト捕集フィルターを取付けることにより、ダストモニター用のサンプルが採取できると同時に、放射性ガスがダストに吸着することによるモニター効率の損失を防ぐことができる。

ガスモニターの検出器としては、 ^{85}Kr の検出を目的としたプラスチックシンチレーター（検出感度 $10^{-7} \mu\text{Ci/cm}^3$ ）が適している。また、廃ガス受入れ槽室と前処理室には、電離箱を検出器（検出感度 $1 \times 10^{-6} \mu\text{Ci/cm}^3$ ）とするトリチウムモニターを設けているが、こ

れは室内の γ 線の影響を除くために鉛遮蔽をする必要がある。

施設外への排出空気については、NaIシンチレーターを検出器（検出感度 $5 \times 10^{-6} \mu\text{Ci}/\text{cm}^3$ ）とする煙気道型ガスモニターを使用している（総合監視室で監視する）。

一方、ダストモニターとしては、GM計数管方式（検出感度 $2 \times 10^{-10} \mu\text{Ci}\cdot\text{hr}/\text{cm}^3$ ）の一般用ダストモニターを使用するが、特に廃ガス受入れ槽室、前処理室、メンテナンスエリアについては、GM計数管を検出器（検出感度 $5 \times 10^{-10} \mu\text{Ci}\cdot\text{hr}/\text{cm}^3$ ）とするヨウ素モニターを併設し、浮遊性ヨウ素の監視を行う。

8.4 遮蔽計算

(1) 許容線量率

各区域の許容線量率は、原子炉等規制法にしたがって次のように定めた。

非管理区域については、周辺監視区域外に適用される許容被曝線量 $0.5 \text{ rem}/\text{yr}$ に準じ $10 \text{ mrem}/\text{week}$ とした。また、管理区域については、管理区域に適用される外部放射線許容線量 $30 \text{ mrem}/\text{week}$ （管理区域(I)とする）ならびに放射線作業従事者の許容集積線量に準じて $100 \text{ mrem}/\text{week}$ （管理区域(II)とする）の2種類に分ける。

(2) 作業時間

各室の設計線量率を決定するために、それぞれにおける作業時間を以下のように推定した。

非管理区域および管理区域(I)については、それぞれ $8 \text{ hr}/\text{day}$ および $50 \text{ hr}/\text{week}$ の滞在時間を見込んでいる。

管理区域(II)については、原則として定常的な長時間作業を行わない（装置類の点検および軽微な保守・修理作業だけを行う）ものとする。

ところで、回収ガスは、4日毎に希ガス貯槽から脱酸素設備、希ガス貯蔵設備を経て専用ポンベに充填され、希ガス貯蔵庫に移送されるので、これらの設備室に作業者が立入らねばならない。本作業の所要時間を次のように仮定する。

ポンベの取付け・取はずし	： $(40 \text{ 分}/1 \text{ セット}) \times (4 \text{ セット})$
ポンベ詰め	： $(20 \text{ 分}/1 \text{ セット}) \times (4 \text{ セット})$
ポンベヘッダー部の真空排気	： $(20 \text{ 分}/1 \text{ セット}) \times (4 \text{ セット})$
貯蔵庫への運搬	： $(20 \text{ 分}/1 \text{ セット}) \times (4 \text{ セット})$

合 計 400分/4セット

ここで、ポンベセットは4本のポンベを正方形に配置したものである。

従って、本作業を1週間当たり2回づつ、3交代（3人）で行うものとする、作業員1人当りの滞在時間は $267 \text{ 分}/\text{week}$ 、安全率を約2倍とすると $10 \text{ hr}/\text{week}$ となる。

以上の許容線量率と推定滞在時間から表8.2に示す各室の設計線量率が求められる。

(3) 遮蔽計算

プラント内における ^{85}Kr の分布密度は、〔廃ガス受入系、前処理系<第1カスケード系（第1段～6段）<貯蔵系〕の順に大きくなっている。ここでは、各系における線量率の最

も高い機器もしくは代表的な機器として、次のものを計算の対象とする。

- 廃ガス受入槽
- 廃ガス供給槽
- 第1カスケード系(第1段, 第7段, 第20段)
- 希ガス貯蔵庫

計算方法としては、種々の形状の線源を取扱うことのできる点減衰核法によるQADコード²⁸⁾を用いた。

(i) 計算条件

- γ 線エネルギー : ^{85}Kr の放出 γ 線のエネルギーおよびyieldは、それぞれ0.514 MeV, 0.41%であるので²⁹⁾, 1 Ci当りの ^{85}Kr から 1.517×10^8 photons/sec (= $0.0041 \times 3.7 \times 10^{10}$ の γ 線が放出される)。
- 変換係数³⁰⁾ : 1.00×10^{-6} (rem/hr)(photon/sec \cdot cm²)
- 遮蔽材 : 普通コンクリート(比重2.2)
- 減衰係数 : 0.086 cm²/g
- ビルドアップファクターB : 散乱 γ 線の影響を見積るための補正係数であり、次の計算式を用いた³¹⁾。

$$B : \beta_0 + \beta_1 x + \beta_2 x^2 + \beta_3 x^3$$

$$\beta_0 = 1.0, \beta_1 = 1.131, \beta_2 = 0.237, \beta_3 = 2.841 \times 10^{-3}$$

x : 遮蔽体の厚み

ここで、 $\beta_0 \sim \beta_3$ の値は、0.5 MeVに対するものである。0.514 MeVの γ 線に対しては安全側の評価となる。なお、Bの値は、 γ 線のエネルギー、遮蔽体の材質および厚みに依存して変化し、一般にエネルギーが低く遮蔽厚みの大きいほど大きくなる。また、遮蔽材に対するBの大きさの傾向は、水>コンクリート>鉄(Fe)>鉛の順序であると言われている。

(ii) 計算例(廃ガス受入槽T-101A~J)

図8.1は、廃ガス受入槽まわりの建家壁の厚みを求めるための計算モデルと評価点および計算点を示したものである。ここで、モデル槽は、直径300 cm, 長さ900 cmの直円筒(容積63.6 m³)と仮定している。実際の廃ガス受入槽(放射能7333 Ci/基)の直径および容積はそれぞれ300 cm, 60 m³であるので、モデル槽(放射能7775 Ci/基, 光子数 1.79×10^2 個/sec)は安全側の計算結果を与える。計算点A, B, C-1およびC-2, D-1およびD-2は、図8.2に示す評価点〔1〕~〔4〕における線量率を求めるために選定した点である。即ち、評価点〔1〕については、遮蔽壁表面のA点におけるモデル槽(1)からの線量率A-1とモデル槽(2)および(3)からの線量率(A-1), (A-2)ならびにそれらの和を計算した。評価点〔2〕についても同様に5基のモデル槽からの線量率をB点において計算した。評価点〔3〕,〔4〕については、線量率が空気中の距離(線源と評価点との距離)の2乗に逆比例して減衰することおよびモデル槽壁(鋼製)による遮蔽効果が期待できることから、各評価点に近い2基の槽のみを計算の対象とした。即ち、モデル槽(3)からの線量率C-1, D-1は計算点C-1, D-1において計算し、モデル槽(2)からの線量率C-2, D-2は遮蔽壁表面より360 cm(槽間距離に等

しい値)の点C-2, D-2におけるモデル槽(3)からの線量率を求めた。

以上の計算においてはモデル槽壁による減衰を考慮していないので計算結果は幾分安全側となる。なお、線源と評価点とを結ぶ直線上の遮蔽体の厚みの刻み(メッシュ)は、モデル槽設置床面の水平方向に次のように定めた。

- Z方向(評価点〔1〕,〔2〕の壁に垂直な方向)
 : 0~900cmまでを45cm間隔
- R方向(評価点〔3〕,〔4〕の壁に垂直な方向)
 : 0~150cmまでを15cm間隔
- φ方向: 0~2πまでを20等分

(iii) 計算結果

図8.3は、遮蔽壁(普通コンクリート)と評価点における線量率との関係を示したものである。これより、評価点〔1〕および〔3〕については壁厚を65cmとすれば、計算点A, Cにおける線量率が設計線量率0.2 mrem/hrの2分の1以下となり設計基準値を十分に満足することが分かる。

また、評価点〔2〕,〔4〕の壁厚を40cmとしたときには、〔B〕点および〔D〕点における線量率は設計基準値10 mrem/hrのほぼ2分の1となる。

その他の線源に対する計算も同様に行うことができる(附録Ⅵ:遮蔽計算モデルおよび計算結果参照)。

表8.3は、以上の計算結果をまとめたものである。

表8.2には、計算および推定により求めた建家各部の壁厚が図示されている。本図の作成にあたって、問題となる事項を以下に列挙する。

- 汚染検査室の壁厚45cmは、第1カスケードの第20段(計算点J)の基準線量率0.6 mrem/hrの2分の1を目標にした計算した値である。
- 廃棄物貯蔵庫については、ヨウ素吸着塔、ルテニウム吸着塔などからの廃棄吸着材、使用済触媒およびHEPAフィルターなどの一時保管が考えられるが、線源強度の推定が困難であるので計算を行っていない。
- 脱酸素設備室および希ガス貯蔵設備室の壁厚75cmおよび80cmは、それぞれに滞留する放射能を約 2×10^5 Ciおよび約 6×10^4 Ciと仮定して定めた経験的な最大値である。
- 上記両設備室とカスケードⅡ室とにおける隔壁は、これらの設備がほぼ同時に稼動されることおよびその稼動中には人の立入りのないことから、とくに遮蔽を設ける必要がないとしている。
- カスケードⅡ室の壁厚は、線源強度を第1カスケードの第1段拡散筒D-301における値に等しいと仮定して推定した値である。ただし、北側の外壁厚は、希ガス貯蔵設備室の外壁厚と同一にした。
- プロセス設備室の大部分は吹抜構造となっているため、天井方向の遮蔽計算は行っていないが、バックアップ室、排気設備室の床には40cm程度の遮蔽を行うことにしている。なお、建家天井については、屋上作業を行わないものとして、遮蔽を省いている。

表 8.1 放射線管理設備および機器類

設備区分	設備・機器名称	設備
管理区域内 モニタリング 設備	<ul style="list-style-type: none"> ○ γ線エリアモニター (GM計数管, 電離箱) 	γ 線空間線量率の測定・監視
	<ul style="list-style-type: none"> ○ サンプラー型ガスモニター (プラスチックシンチレーター) ○ トリチウムモニター (電離箱) ○ 固定炉紙式ダストモニター (NaIシンチレーター) ○ 移動式モニター $\gamma$$\beta$ダストモニター ガスモニター ○ 手足衣服汚染モニター ○ 放射線監視盤 	空気中の放射性ガス濃度の測定 ・監視 空気中ダストの汚染濃度の測定 ・監視 施設内各所の局所的なガス濃度, ダスト汚染濃度の測定 手足および衣服の汚染検査 各種モニター類の集中管理
排気モニタリング 設備	<ul style="list-style-type: none"> ○ ガスモニター (NaIシンチレーター) ○ ダストモニター(一般用) (GM計数管) ○ ヨウ素モニター (GM計数管) 	施設外に排出する空気中の放射 性ガスおよびダストの濃度測定 ・監視
そ の 他	<ul style="list-style-type: none"> ○ サーベイメーター類 <ul style="list-style-type: none"> 〔$\beta\gamma$表面汚染サーベイメーター 電離箱サーベイメーター 遠隔γ線用サーベイメーター ○ 個人外部被曝管理用機器 <ul style="list-style-type: none"> 〔ポケット線量計および 同充電器 TLD素子および同測定装置 個人警報線量計 ○ 自動試料交換型放射能測定装置 ○ 防護具 <ul style="list-style-type: none"> エアラインスーツ 各種マスク類 その他一般防護器材 	表面汚染密度, 空間線量率の測定 ガスモニター用フィルター, スミ ヤサンプル, 排水サンプル等の測定

表 8.2 区域別設計線量率*

区域	室名	設計線量率 (mrem/hr)	推定滞在時間 (hr/week)	許容線量率 (mrem/week)
非 管 理 区 域	(1階) 玄関, 受付, 電力盤室, 空調機械室	< 0.2	50	10
	(2階) 会議室, 事務室, 厨房, 便所, 倉庫(II)			
管 理 区 域	(1階) 倉庫(II), 汚染検査室 メンテナンスエリア, (2階) 休憩室, 分析室, 総合監 視室	< 0.6	50	30
	(1階) 前処理室, カスケードI 室, 脱酸素設備室, 希ガ ス貯蔵設備室, 廃ガス受 入槽室 (2階) 排気設備室			

- * 廃ガス受入槽室内の隔壁などは, その隔壁の一方にのみ線量があり, 他方には線量が無いとして隔壁の外側の点において空間線量率が10 mrem/hrを越えないような厚さにする。
他の場所についてもこの考え方を適用する。

表 8.3 QADコードによる遮蔽計算結果

計 算 点	線量率 (計算値) (mrem/hr)	壁厚 (計算値) (mrem/hr)	評 価 点*1	線量率 (内挿値)*2 (mrem/hr)	壁厚 (内挿値)*2 (cm)	設計基準線量率 (mrem/hr)
A - 1	0.0719	65	〔1〕	0.088	65	0.2
- 2	0.0075	65				
- 3	0.0004	65				
B - 1	4.622	40	〔2〕	6.01	40	1.00
- 2	0.659	40				
- 3	0.071	40				
C - 1	0.0507	65	〔3〕	0.079	65	0.2
- 2	0.0280	65				
- 1	3.838	40				
D - 1	1.811	40	〔4〕	5.65	40	1.00
- 2	9.731	80				
- 1	0.0495	110				
E - 1	7.365	180	〔5〕	4.07	85	1.00
- 2	3.703	110				
- 1	0.265	40				
F - 1	0.116	45	〔6〕	0.092	105	0.2
- 2	0.225	40				
- 1	0.0893	45				
I-1 (第1カスケードの第1段)	2.978	50	〔7〕	3.01	85	1.00
-2 (")	0.0894	70				
J-1 (")	1.64 *3	50				
-2 (")	0.050 *3	70	〔8〕	0.27	40	0.6
J-1 (同上, 第7段)	1.75 *3	20				
-2 (")	5.1 *3	40				
J-1 (同上, 第20段)	0.037 *3	20	〔9〕	0.12	45	0.2
-2 (")	0.00115 *3	40				
- 1	0.225	40				
- 2	0.0893	45	〔10〕	0.088	45	0.2
I-1 (第1カスケードの第1段)	2.978	50				
-2 (")	0.0894	70				
J-1 (")	1.64 *3	50	〔11〕	0.090	70	0.2
-2 (")	0.050 *3	70				
J-1 (同上, 第7段)	1.75 *3	20				
-2 (")	5.1 *3	40	〔12〕	3.99	45	1.00
J-1 (同上, 第20段)	0.037 *3	20				
-2 (")	0.00115 *3	40				
- 1	0.225	40	〔13〕	0.094	50	0.2
- 2	0.0893	45				
I-1 (第1カスケードの第1段)	2.978	50				
-2 (")	0.0894	70	〔14〕	0.23	10	0.6
J-1 (")	1.64 *3	50				
-2 (")	0.050 *3	70				
J-1 (同上, 第7段)	1.75 *3	20	〔15〕	0.094	50	0.2
-2 (")	5.1 *3	40				
J-1 (同上, 第20段)	0.037 *3	20				
-2 (")	0.00115 *3	40	〔16〕	0.23	10	0.6
- 1	0.225	40				
- 2	0.0893	45				

*1: 図 8.2 参照
 *2: 線量率と壁厚の関係 (計算値) より内挿した, 基準線量率の約 1/2 を与える壁厚及びそのときの線量率
 *3: I-1, I-2 の値をもとに, 線源強度の比例配分で求めた値 (遮蔽効果は I-1, I-2 と同一と仮定)。

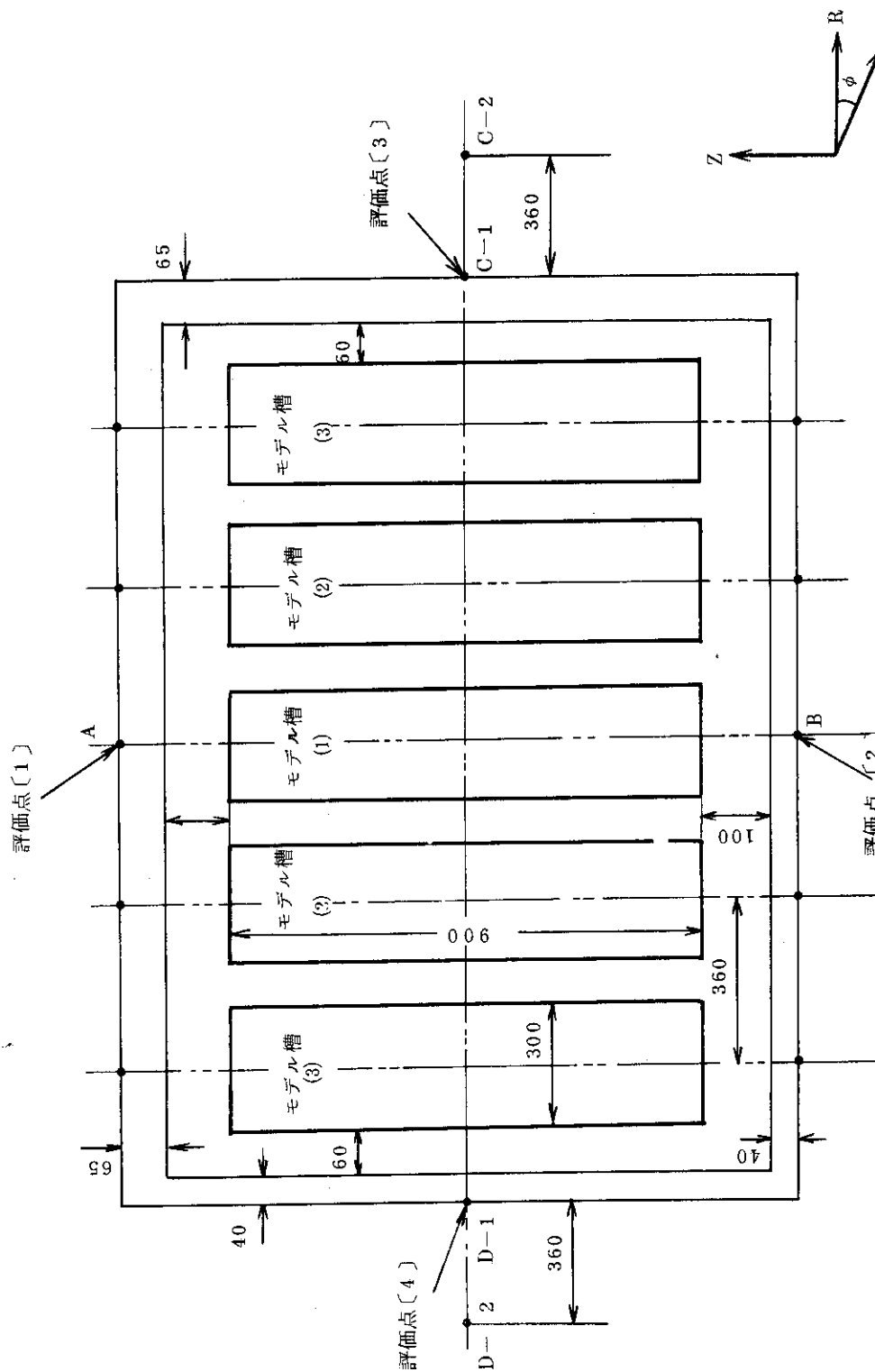


図 8.1 廃ガス受入槽モデルと評価点および計算点

線源(放射能): 7775Ci/基
 核種: ^{85}Kr
 γ 線エネルギー: 0.514MeV

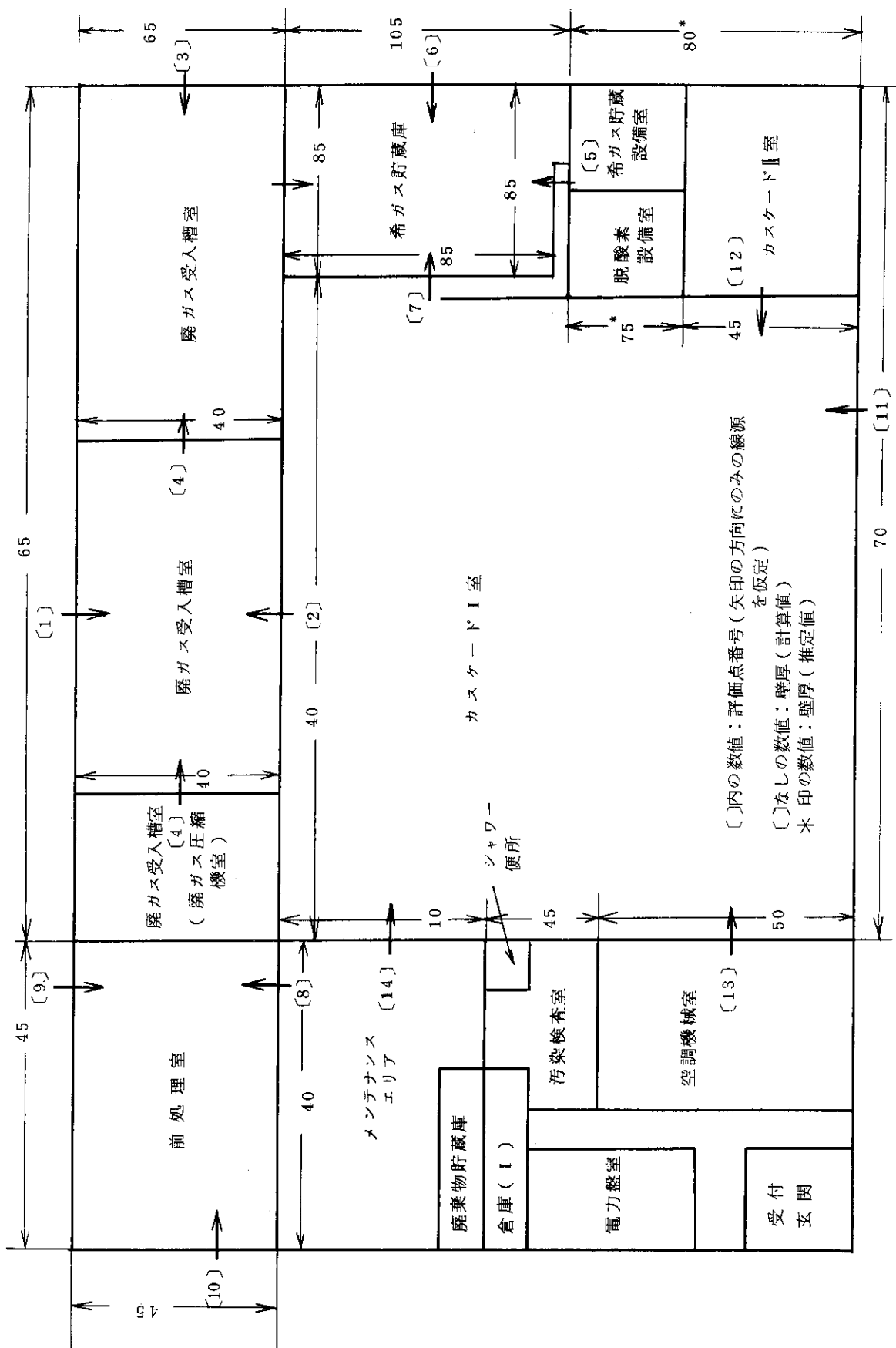


図 8.2 建家の遮蔽壁厚みと評価点

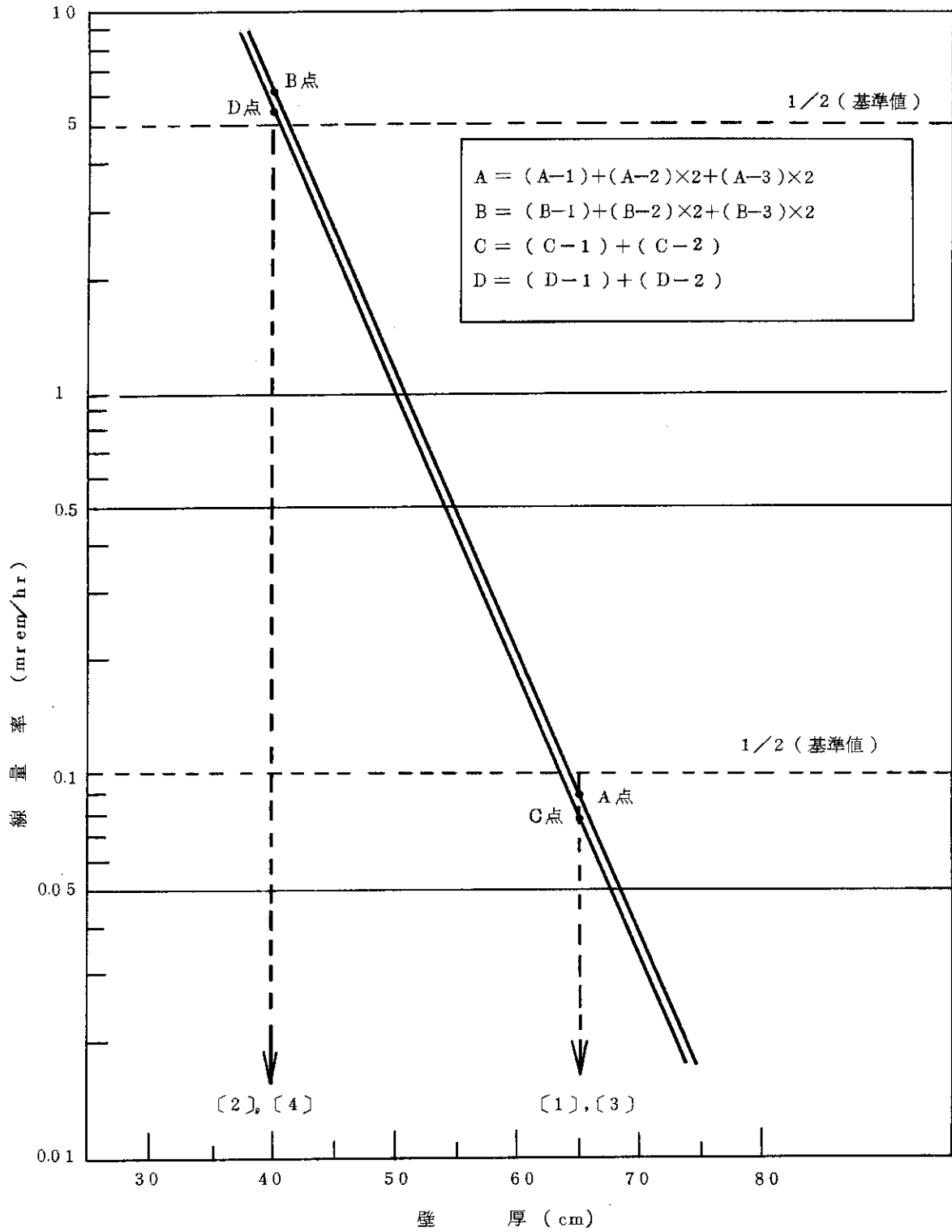


図 8.3 廃ガス受入槽まわりの遮蔽壁の厚みと線量率の関係

[(1), (2), (3), (4) : 評価点 (図 8.2 参照)]

9. 建 家

(1) レイアウト

建家は、図 9.1 ~ 9.4 に示すように大きさ 44m×60m、高さ 8m の鉄筋コンクリート（普通コンクリート）造り 2階建て構造をとり、1階部分にプロセス設備、貯蔵庫、空調機械などを、2階部分に総合監視室、排気設備室、事務室、休憩室などを配置している。このうち、メンテナンスエリア、前処理系室、カスケードⅠ、Ⅱ室および希ガス貯蔵庫は吹抜け構造になっている。

(2) 出入口および通路

各室の出入口、通路は、図 9.1、9.2 に示した通りである。1階部分については、管理区域への人の出入りは汚染検査室だけを通じて行い、資材の搬出入はメンテナンスエリアに設けたシャッター扉を経て行う。装置類の点検、回収ガスのボンベ詰め、貯蔵容器の希ガス貯蔵庫への運搬のために各設備室に立入る場合には、メンテナンスエリア→前処理系室→廃ガス受入れ用圧縮機室→カスケードⅠ室→希ガス貯蔵設備室の順路となる。

2階部分については、総合監視室からバックアップ室、排気設備室に至る歩廊を設け、各室に直接立入ることができるようになっている。

なお、管理区域内の各室は、気密の確保のため窓を設けていない。

(3) 建家仕上げ

建家の内装は、管理区域と非管理区域で次のように仕様が異なる。分析室、総合監視室、汚染検査室については、床面をビニル板内張り（縦目溶接）、壁・天井面を耐水性塗料で仕上げる。その他の管理区域については、床・壁・天井面をエポキシ系樹脂あるいはその他の耐放射線性の塗料で仕上げる。非管理区域については、一般的なビニル床タイルあるいはモルタル仕上げとしている。

建家のコンクリート外壁（打放し）は、耐水・耐候性の塗料（マスチック塗料C）で仕上げる。

屋根は、アスファルト防水コンクリートで仕上げる。

(4) 地盤条件

本施設では、大型もしくは大重量の機器や特殊な精密機器がないので、地盤条件としては、地下水の影響のない一般的な良質土であれば耐震設計を満足することが可能である。

こゝでは、上記の地盤に対して、最大耐力 30ton / 本の期待できる RC 抗（350mmφ×12mL）を 1.5m×1.5m 毎に打込み、建家の 1階部分床を鉄筋コンクリート造りとする。

(5) 建家設備

本施設に必要な建家設備は表 9.1 に示すものである。ここで、水（上水、工業用水、温水）およびガス（都市ガス）は、再処理工場から供給されるものとする。

空調は、非管理区域の各室とともに総合監視室、休憩室、分析室についても行う（ただし、管理区域については、換気系が備えられているので、空調用戻りダクトは設けていない）。

照明設備については、表 9.2 に示す照度の得られるものを設置する。

表 9.1 建家設備

名 称	概 略 仕 様
床ドレン設備	機器、配管などの洗浄排水を集中し、再処理工場に送るための設備である。 メンテナンスエリアに地下ピットおよびドレン水移送用ポンプ、配管を設置しておく。
空調設備	常時人の控えている部屋の冷暖房を行うための設備で空調装置およびダクトで構成される。 必要な冷、温水は再処理工場から供給される。
衛生設備	管理区域(1階)、非管理区域(2階)に1箇所ずつ設ける。
給排水設備	施設内各所の給排水を行うための設備で、給排水配管、マンホール、厨房用器具から構成される。 上水、工業用水、都市ガスは再処理工場から供給される。
消火・火災警報設備	消火栓、火災警報器、スプリンクラー(非管理区域)ならびに消火器、火災警報器(管理区域)などから構成された設備である。消防車、消防要員および詰め所は再処理工場内に用意されているものとする。
通信・放送設備	施設内の各室に設置された電話、インターホンならびに建家内全域に通じる放送設備である。
照明設備	各室の目的に応じた明るさを得ることのできる蛍光灯照明(防爆型)が設置される。
クレーン設備	前処理系室、メンテナンスエリア(1トン吊り1基)およびカスケードⅠ室(2.5トン吊り2基)に設けられた機器類の搬出入用クレーン設備である。

表 9.2 照明設備

室 名	照 度
分析室	700LX
総合監視室、汚染検査室、休憩室 事務室、受付、玄関、会議室	400LX
前処理室、カスケードⅠ室、脱酸素設備室、 希ガス貯蔵設備室、希ガス貯蔵庫、排気設備室、 カスケードⅡ室、バックアップ室、メンテナンス エリア、洗面所、空調機械室、電力盤室	200LX
廃ガス受入槽室、廃棄物保管庫、倉庫(Ⅰ)、(Ⅱ)	100LX

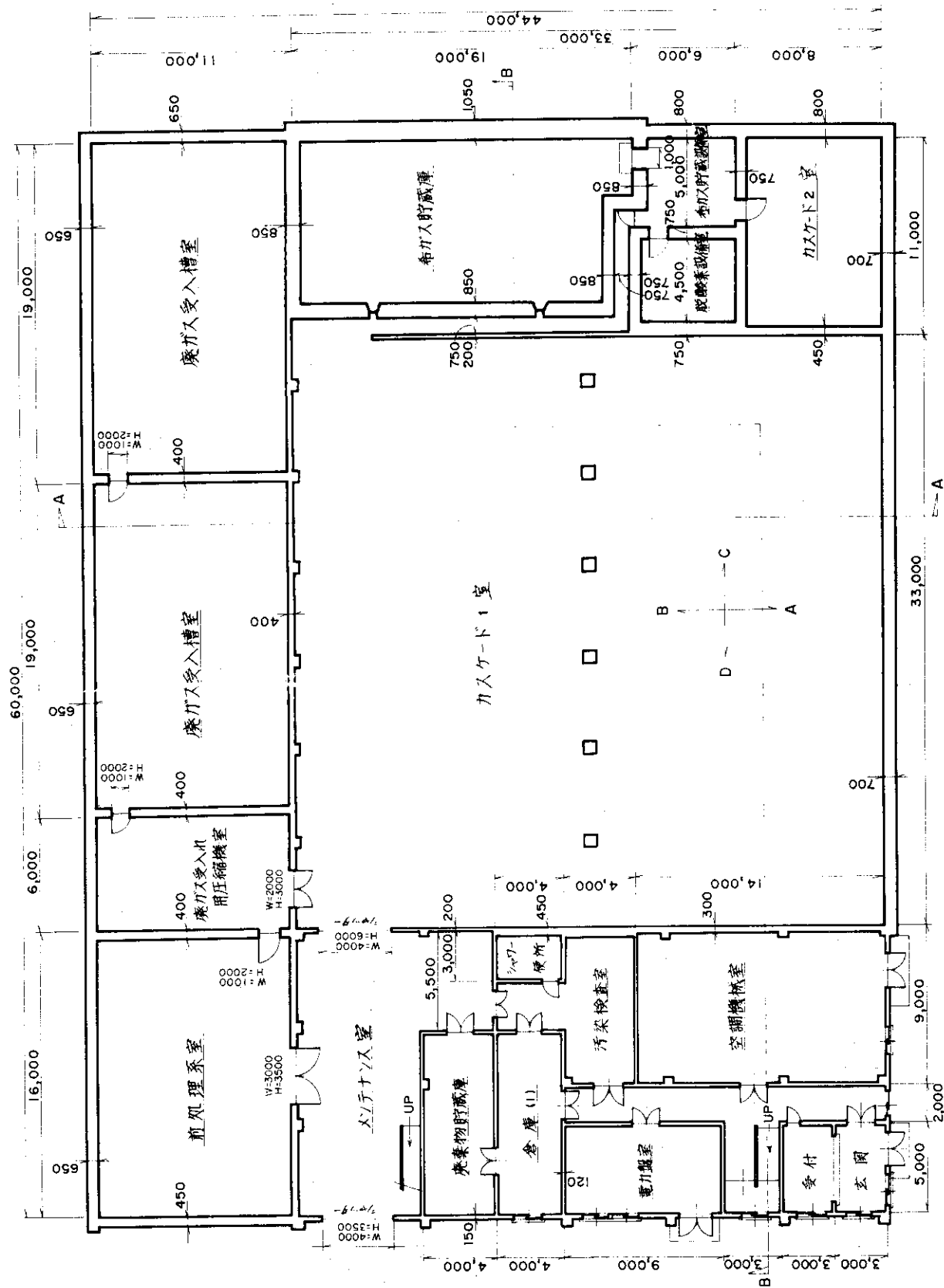


図 9.1 プラント建家のレイアウト(1階平面図)

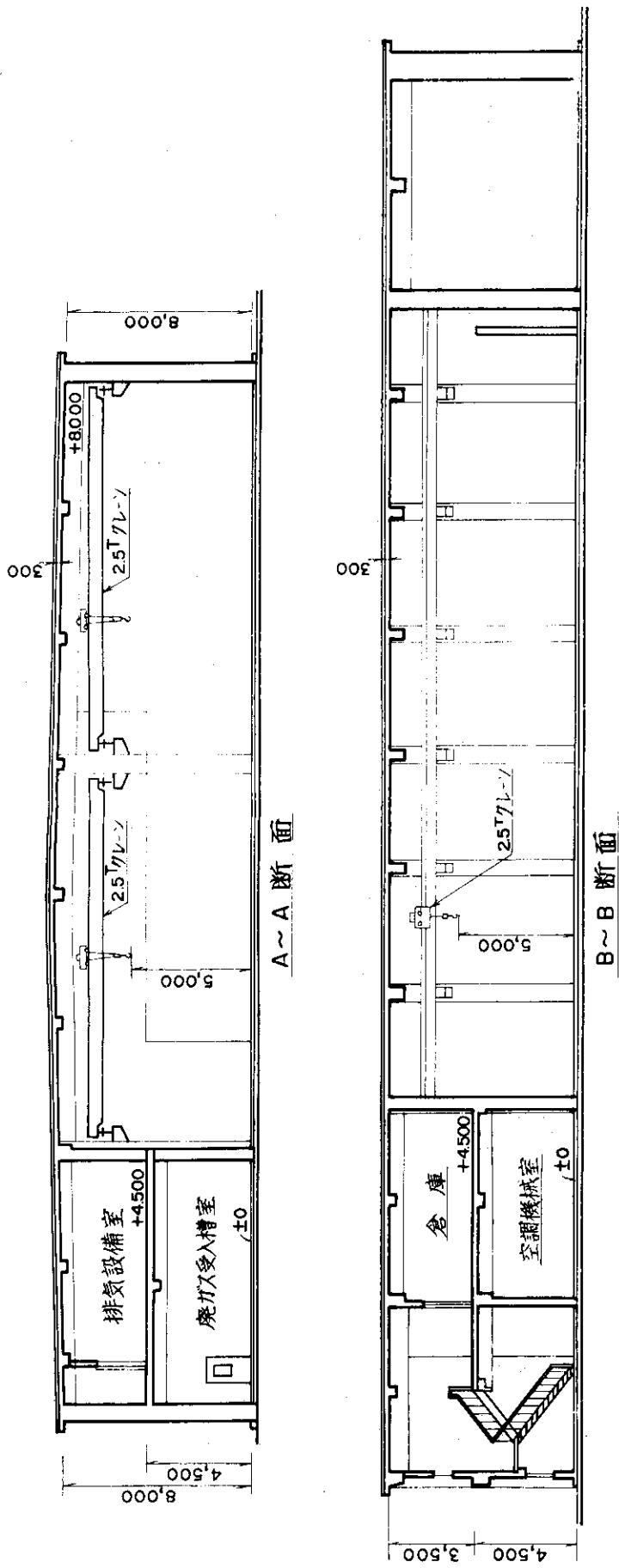


図 9.3 フラント建家のレイアウト (断面図)

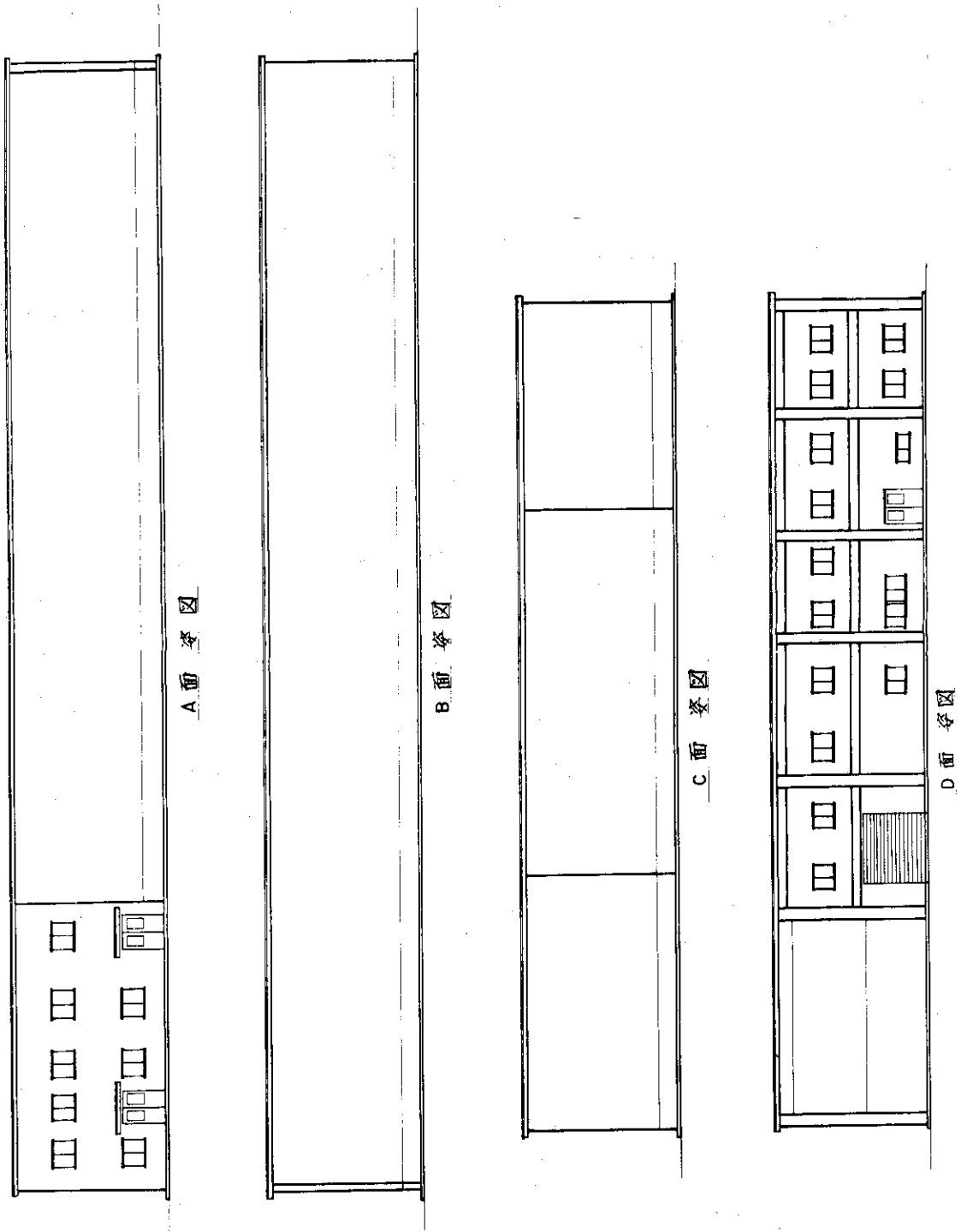


図9.4 プラント建家の外観

10 ユーティリティ消費量

プラントの経済性を検討するためには、建設費とともに操業費の見積りが必要である。ここでは、操業費に占める割合の大きいユーティリティの年間消費量およびその算出根拠について説明する。

(1) 電力

表10.1は、プラント各設備における電力消費量を示したものである。ここで、プラントの定常運転を行うのに必要なプロセス機器およびプロセス支援機器の運転時間を7200hr(300日×24hr)とし、バッチ運転を行う機器については適宜推定値を用いた。非常用電源については、運転時間の推定が困難であるため、各設備の電源容量のみを示す。

(2) 用水、ガス、その他消耗品

表10.2、10.3は、プロセス系その他に要する用水、圧縮空気、 NH_3 、 H_2 および触媒・吸着材、フィルターなどの消費量を示したものである。ここで、冷水塔設備における補給水量は循環水の蒸発分(循環水量の1.5%と仮定する)を補うものであり、ブローダウン水量は、冷却系内のホールドアップを 100m^3 、ブローダウン回数を10回/年と仮定して求めた値である。冷凍機設備における補給水量は、長時間の滞留水が生じることを防ぐために定期的に(1回/2月)実施する水抜きに見合うものである。その他の用水消費量は推定値である。

空気作動弁の圧縮空気消費量は、ON-OFF弁および制御弁の所要空気量をそれぞれ $2\text{N}\ell/\text{min}\cdot\text{台}$ 、 $12\text{N}\ell/\text{min}\cdot\text{台}$ 、運転時間を7200hrとして算定した値である。

触媒・吸着材、フィルターについては定期的取換えによる消費量である。

表 1 0 . 1 ユーティリティ消費量 (1)

	設 備 名 称	消 費 量	備 考
電 力	廃ガス受入系	145,000 kWh	C-101(7200hr), C-103(100hr), P-101(50hr)
	前 処 理 系	247,000 kWh	H-201(7200hr), H-203(7200hr), H-206(2100hr), C-201(4000hr)
	第1カスケード系		
	{ 拡散筒圧縮器	57,600,000 kWh	C-301~325(7200hr)
	{ そ の 他	811,000 kWh	C-326, 327, P-301~305(7200hr)
	貯 蔵 系	12,000 kWh	H-401(7200hr), H-405(700hr), C-401(7200hr), C-402(7200hr), C-403(700hr), C-404(1000hr), C-405(100hr), C-406(100hr)
	排 気 系	1,375,000 kWh	C-501~504(7200hr)
	冷 水 塔 設 備	615,000 kWh	H-51, P-51A, B(7200hr)
	冷 凍 機 設 備	151,000 kWh	H-61, P-61(7200hr)
	床 ド レ ン	8 kWh	P-71(40hr)
	制 御 設 備	360,000 kWh	7200hr(計装制御, 分析, 放射線監視含む)
	建 家 設 備		
	{ 空 調	350,000 kWh	8760hr
{ ク レ ーン	1,500 kWh	30hr(電動シャッター含む)	
{ 照 明	88,000 kWh	8760hr	
	合 計	61,755,500 kWh	
非 常 用 電 源	廃ガス受入系	40 kW	C-102
	排 気 系	191 kW	C-501~504
	制 御 設 備	50 kW	
	建家設備(照明)	10 kW	
	合 計	291 kW	

表 1 0. 2 ユーティリティ消費量 (2)

種類	設備名称		消費量	備考
用水	純水	冷凍機設備 (補給水) その他	12m ³ /年 12m ³ /年	1回/2月に冷却水槽の水を抜く。
	工業用水	冷水塔設備 (補給水) (ブローダウン) その他	99000m ³ /年 1000m ³ /年 100m ³ /年	循環量の1.5%(330m ³ /日×300日)を補給。 洗浄等
	上水道	飲料, その他	1460m ³ /年	200ℓ/人・日×20人×365日
	冷温水	空調設備, その他		
圧縮空気	空気作動弁 第1カスケード系 起動時 プラントシャットダウン時	1×10 ⁶ Nm ³ /年 100Nℓ/min 200Nm ³ /H	・ON-OFF弁; 377台 ・制御弁; 138台	
NH ₃	前処理系	450kg/年		
H ₂	脱酸素設備	35kg/年		

表 1 0. 3 ユーティリティ消費量 (3)

種類	設備名称	消費量	備考
触媒・吸着材	前処理系		
	Ti系触媒	22 ℓ/年	1回/年交換
	Pt-Al ₂ O ₃ 系触媒	11 ℓ/年	"
	AgX	39.6 kg/年	"
フィルター	貯蔵系		
	Pd-Al ₂ O ₃ 系触媒	0.2 ℓ/年	"
	前処理系		
	{プレフィルタ	4枚/年	2回/年交換
{HEPAフィルタ	4枚/年	"	
潤滑油	排気系		
	{エアフィルター	68枚/年	"
	{プレフィルター	86枚/年	"
	{HEPAフィルター	61枚/年	1回/年交換
その他	第1カスケード系		
	{LOユニット	40 m ³ /2年	初年度は2回/年、その後2年おきに交換
	{その他	1 m ³ /2年	"
その他	分析機器用各種ガス	1 式	随時交換
	機器用記録紙, インク等	1 式	随時交換

11. 経済評価

11.1 建設費

(1) 見積り範囲

多孔質隔膜法による希ガス分離工程（第1カスケード系）を中心とする本プラントの経済性を検討するために、建家を含む各設備についてコスト積算を行った。ただし、第2カスケード系、バックアップ系および貯蔵系における貯蔵容器取扱い装置については、今後の開発を要する事項あるいは不確定要素が多いので、見積り範囲外とした。また、できる限り信ぴょう性の高い見積りを行うために、機器製造コストの範囲に運搬費、据付・調整費を含めた。価格基準としては、1977年10月現在におけるわが国の価格指標（280円/ドル）を用いた。

(2) 計算条件

(i) 隔膜

隔膜は、プラント構成機器において建設費に占める割合が大きく、しかも量産化による価格の大幅な低減および性能の向上が期待できるものである。ここでは、隔膜単価として30万円/m²（ケース1）、100万円/m²（ケース2）、300万円/m²（ケース3）の3ケースを想定した。ケース1は、本プラントの所要隔膜面積（1500m²）の2～4倍を1年間で製造（隔膜製造プラントの償却も1年で行う）する場合の推定値である。ケース2、3は、ケース1の3.3倍および10倍とした値である。

一方、隔膜性能は、分離効率および透過係数によって特徴づけられるが、現在の製造技術により分離効率を損わずに透過係数を高める（所要隔膜面積が少なくなる）ことが可能であると考えられる。そこで、隔膜単価を一定値（100万円/m²）に固定し、カスケード1段当りの所要隔膜面積を50m²、60m²（設計基準値）、70m²に変化させた場合の影響を調べた（図11.1参照）。

(ii) 圧縮機ユニット

圧縮機費は、処理ガス流量および操作圧力により変化する。ここでは、第1カスケード系の第25段における圧縮機に注目し、その入口流量 F_{25} を1750mol/min、2130mol/min（設計基準値）、2710mol/minに変化させた場合および圧縮機差圧 ΔP を550Torr、600Torr（設計基準値）、650Torrに変化させた場合の影響を調べた（図11.2、11.3参照）。

(iii) 廃ガス流量

本プラントの入口廃ガス流量は、再処理工場の運転条件によって変化することが考えられる。例えば、廃ガス発生量の低減を目指したせん断・溶解工程の効率的な運転あるいは改良が期待される。ここでは、入口廃ガス流量が設計基準値5000Nm³/dayに対し±20%変化した場合の影響を調べた。即ち、圧縮機ユニットについては、圧縮機差圧（600Torr）および隔

膜面積 (60m^2) を一定とし、圧縮機容量を流量の変化に比例させる場合 [ケース A] を検討し、拡散筒については、圧縮機容量 (流量 $2130\text{mol}/\text{min}$) および差圧 (600Torr) を一定とし、隔膜面積を流量の変化に比例させる場合 [ケース B] を計算した。また、上記機器を除くプロセス設備については 0.6 乗則で算定するものとし、その他の内装設備、電気設備、計測制御設備および建家設備については全建設費に占める割合が一定であるとして比例計算を行った (図 1.1.4 ~ 1.1.8)。

1.1.2 操業費

(1) 見積り範囲

操業費は直接費および間接費から構成されるものであり、ここでは直接費として以下の費目を算定した。また、間接費は、プラントの建設および運転に係わらない一般管理費、研究開発費などであるが、ここでは見積り範囲外とした。

変動費：触媒および薬品費

ユーティリティ費

労務費

運転用消耗品費

保守・修繕費

固定費：減価償却費

固定資産税

保険料

土地借用料

工場管理費

(2) 計算条件

上記費目費の算定にあたり以下の数値、仮定を用いた。

(i) 消耗品費

表 1.0.1 ~ 1.0.3 に示した消費量および各品目に関する以下の単価より消耗品費を算出した。

NH ₃	: 70円/kg
H ₂	: 2580円/kg
Ti 系触媒	: 10,000円/kg
Pt-Al ₂ O ₃ 系触媒	: 100,000円/kg
AgX	: 88,000円/kg
Pd-Al ₂ O ₃ 系触媒	: 100,000円/kg
電力	: 13円/kWH (1万kW買電) 8.2円/kWH (自家発電)
純水	: 8.9円/l
上水	: 70円/ton

工業用水	: 54円/ton
圧縮空気	: 5円/Nm ³
潤滑油	: 130円/ℓ

(ii) 労務費

プラントの運転に直接かゝわる人員の労務費であり、こゝでは、必要人員を24人、単価を4000円/hr・人、1日あたりの労働時間を8時間、プラント稼働日数を300日/年として算定した。

(iii) 保守・修繕費

本費目は、一般の化学プラントにおいては建設費の2~6%程度と見積られているが、本プラントの特長としてカスケードに高い安定性が期待されることから2%の値を採用した。

(iv) 運転用消耗品費

表10.3に記載したフィルター、分析器用各種ガス、計器用記録紙・インクなどを含む消耗品費として保守・修繕費の15%を仮定した。

(v) 減価償却費

化学プラントの償却費算出法としてよく用いられる定額法を適用し、次式で計算した。

$$D = \frac{I - S_a}{n}$$

こゝに、Dは減価償却額(円/年)、nは償却年数(年)、Iは建設費(円)、S_aは最終年におけるプラントの残存価格(円)であり、化学プラントなどにおいてしばしば用いられる値(n=20年、S_a=0.05I)を仮定した。

(vi) その他

固定資産税については標準税率を1.4%(課税対象は全建設費の3分の1)とし、保険料については全建設費の0.4%とした。

土地借用料について土地を取得した場合の金額(面積6600m²、単価45500円/m²)の8%とした。

工場管理費は、プラントの運転に直接かゝらない事務、管理等の労務費であり、こゝでは(ii)項記載の労務費の50%とした。

11.3 考 察

(1) 計算結果

表11.1、11.2および図11.9は、以上の計算結果を整理したものである。以下に、隔膜単価、廃ガス流量、圧縮機容量および隔膜面積を変化させた場合のプラントの全建設費に及ぼ

す影響を考察する。

表 1.1.1 は、基準廃ガス流量 ($5000 \text{ Nm}^3/\text{day}$) のプラントにおいて隔膜単価をケース 1 ~ ケース 3 に変化させた場合の建設費内訳を示したものである。いま、ケース 2 における全建設費を基準とした場合のカスケード 1 段当りのコスト (全建設費 / 2.5 段) 比率を比較すると、ケース 1, 2, 3 の順に 0.831, 1.000, 1.483 となり、隔膜単価の影響が極めて大きい。これより、隔膜性能 (透過係数) の向上あるいは大量生産などによる隔膜費の低減が重要であることが分かる。なお、我が国の現在の技術水準では本概念設計において採用した性能を有する隔膜の単価は $30 \sim 100 \text{ 万円}/\text{m}^2$ 程度になると推定されるので、以後の考察では、控え目の値 ($100 \text{ 万円}/\text{m}^2$) を想定する。

図 1.1.9 は、各ケースについて全建設費に及ぼす廃ガス流量の変化の影響を示したものである。圧縮機容量を廃ガス流量に比例させた場合 (ケース A) の建設費の増加および減少度合はそれぞれ +5% (廃ガス流量 120%), -7% (廃ガス流量 80%) である。一方、隔膜面積を比例させた場合 (ケース B) の増減度合はそれぞれ +9%, -9% である。これより、廃ガス流量が減少した場合には隔膜面積を比例させ、流量が増加した場合には圧縮機容量を大きくさせることが得策であると結論される。

表 1.1.2 は年間当りの操業費内訳を示したものである。

隔膜単価の違いによってプラント規模は変化しないことから、触媒等の消耗品、ユーティリティ、労務および工場管理に要する費用は一定値となる。しかし、保守・修繕費、減価償却費など全建設費に対する一定比率で算定した費目は隔膜単価の上昇につれて増加する。なお、電力費の操業費に占める割合が最も高いことから、電力 (約 $10,000 \text{ kW}$) を自家発電によって賄うことも検討の余地があると考えられる。

図 1.1.10 は、ケース 2 の場合について、建設費および操業費における各費目のコスト比率を円グラフで表わしたものである。全建設費に占める第 1 カスケード系の比率は 63.5% であり、拡散筒、圧縮機ユニットがその約 3 分の 1 づつを占めている。即ち、隔膜の分離効率あるいは透過係数の向上によりカスケードの段数、隔膜面積を減少させることが、プラントの建設費を削減するのに極めて有効であることが分かる。一方、操業費については、動力費が 45% を占める (この内 93% は圧縮機動力費) ことから、廃ガス流量を大幅に削減できるヘッドエンドプロセスの開発が重要であると言える。

(2) 経済性の比較

再処理工場オフガス中の希ガス回収法として幾つかの方法が提案されているが、いずれも研究あるいは開発段階にあるため、各法の経済性を同一基準で比較することができない。ここでは、液化蒸留法および溶媒吸収法について報告されているコストデータを整理し、多孔質隔膜法との比較を試みた。

図 1.1.11 は、 1500 ton-U/yr の再処理工場オフガスを対象とするプラントの全建設費を比較したものである。廃ガス流量は、すでに述べたようにヘッドエンドプロセスの設計条件および運転方法によって大きく異なり、 $50 \sim 550 \text{ scfm}^*$ ($1900 \sim 20900 \text{ Nm}^3/\text{day}$) なる広い範囲が推定されている。本概念設計において採用した流量 ($5000 \text{ Nm}^3/\text{day}$) に

近い100scfm(3800Nm³/day)におけるコストデータを比較すると、各法によるプラントの全建設費はほぼ同程度とみられる(ただし、文献値は、表1.1.2, 1.1.3に示したコスト内訳より分かるように、建設費の見積り範囲や間接費などに関する考え方が筆者らの場合と異なっている)。

一方、操業費はプラントの減価償却の考え方や保守・修繕費などの見積りにより大きく異なるため、各法におけるコスト評価はほとんどなされていない(表1.1.4参照)。

表1.1.5は、本概念設計プラント(多孔質隔膜法)における操業費と処理量0.7ton-U/dayの動燃再処理工場に設置計画中のプラント(液化蒸留法)を1500ton-U/yr(廃ガス流量5000Nm³/day)にスケールアップして推定した操業費とを比較したものである。ここで、両プラントの減価償却費およびその他の固定費は同額であると仮定し、変動費のみを見積っている。これより、多孔質隔膜法の場合には、前処理工程に要する費用が大幅に軽減される反面、分離工程における動力費が極めて増加することが分かる。一方、液化蒸留法の場合には、廃ガス中に含まれる酸素を除去するための水素および液化蒸留塔を冷却するための液体窒素に要する費用が大きくなることが特徴である。

以上の結論として、多孔質隔膜法によるプラントの経済性は、建設費の面では他法のそれと遜色ないと考えられるが、操業費の面では動力費軽減のための改善が必要であると言える。

* standard cubic feet per minute

表 1 1.1 建設費の内訳

設 備	ケース 1	ケース 2	ケース 3	設 備	ケース 1	ケース 2	ケース 3
1. 内 装 設 備	4605	5870(785)	9484	放射線監視設備		186	
プロセス設備	4190	5455(730)	9069	分 析 設 備		95	
(I) 廃ガス受入系		310(41)		冷 却 塔 設 備		112	
機 器		257		冷 凍 機 設 備		14	
配 管 , 弁		35		床ドレン設備		1	
電 気 , 計 装		18		2. 電 気 設 備		103(14)	
(II) 前 処 理 系		164(22)		3. 計 装 制 御 設 備		93(12)	
機 器		59		4. 建 家 設 備		1105(148)	
配 管 , 弁		55		(I) 建 家		897(120)	
電 気 , 計 装		50		土 木		207	
(III) 第 1 カスケード系	3482	4747(635)	8361	建 築		690	
拡 散 筒	779	2044(273)	5658	(II) 空 調 設 備		140	
圧縮機ユニット	1619	1619(217)	1619	(III) 衛 生 設 備		6	
その他機器		11(0.1)		(IV) 給 排 水 設 備		18	
配 管 , 弁		762(10.2)		(V) 消 火 , 火 災 警 報 設 備		16	
電 気 , 計 装		311(4.2)		(VI) 通 信 , 放 送 設 備		6	
(IV) 貯 蔵 系 *		163(2.2)		(VII) 照 明 設 備		8	
機 器		92		(VIII) ク レ ー ン 設 備		14	
配 管 , 弁		17		5. 調 査 設 計 費		306	
電 気 , 計 装		54		合 計	6212	7474(100)	11091
(V) 排 気 系		71(0.95)		カスケードの1段当りの			
機 器		44		コスト比率	0.831	1.000	1.483
配 管		27					
廃棄物保管設備		3					
汚染除去設備		4					

* 貯蔵容器取扱装置, 貯蔵容器は除外。

() 内の値は全建設費に対する百分率。

表 1 1. 2 操業費の内訳

〔操業費単位：百万円〕

	ケース 1	ケース 2	ケース 3
隔膜単価(万円/m ²)	30	100	300
全建設費(百万円)	6212	7477	11091
触媒・吸着材・ガス費	5	5	5
ユーティリティ費			
電力費	803(507)	803(507)	803(507)
その他	14	14	14
労務費	230	230	230
工場管理費	115	115	115
小計	1167(871)	1167(871)	1167(871)
運転用消耗品費	19	23	33
保守・修繕費	124	150	222
減価償却費	295	355	527
固定資産税	29	35	52
保険料	25	30	44
借地借用料	24	24	24
小計	516	617	902
合計	1683(1387)	1784(1488)	2069(1773)

(カッコ内：自家発電の場合)

表 1 1. 3 プラントの主要設備建設費(文献値)³³⁾

〔建設費単位：1000ドル〕

費目	分離工程	液化蒸留法	溶媒(フロロカーボン)吸収法
前処理系		1500	1000
⁸⁵ Kr 分離装置		2500	2500
溶媒精製装置		0	500
液体N ₂ システム		75	25
回収希ガス貯蔵 (固定化)設備		1000	1000
圧縮機		100	400
		5175(14.5億円)	5425(15.2億円)

- 再処理工場規模 : 1500ton-U/yr
- 廃ガス流量 : 100scfm
- 廃ガス主要組成 : 10%O₂-90%N₂
- 前処理系, 圧縮機 : 予備装置を含む
- 価格基準 : 280円/ドル(1976年第1四半期ドル価格)

表 1 1. 4 プラントの全建設費及び操業費(文献値)³³⁾

[単位:1000ドル]

費目	分離工程	液化蒸留法	溶媒(フロロカーボン)吸収法
直接費			
主要設備		5175(20.6)	5425(20.0)
計装[75]		3880(15.5)	4069(15.0)
架構及び建家		750(3.0)	1000(3.7)
小計		9805(27.5億円)	10494(29.4億円)
間接費			
設計[18]		1765(7.0)	2099(7.8)
土地造成[50]		4903(19.5)	5247(19.4)
土地借用料[5]		490(2.0)	525(1.9)
予備金[50]		4903(19.5)	5247(19.4)
建設期間中の金利[33]		3236(12.9)	3463(12.8)
小計		15297(100)	16581(100)
合計		25102(70.3億円)	27075(75.8億円)
操業費			
ユーティリティ費		350	350*
保守・修繕費		175	175*
合計		425(1.2億円)	425(1.2億円)

〔〕内の値 : 主要設備に対する百分率

()内の値 : 全建設費に対する百分率

その他の条件 : 表 1 1. 3 と同一

* : 液化蒸留法の場合と同額であると仮定されている。

表 1.1.5 プラント操業費の比較

〔単位：百万円〕

多孔質隔膜法		液化蒸留法	
費 目	金 額	費 目	金 額
前処理工程			
アンモニア	0.03	水 素	331.00
触 媒	1.10	触 媒*	1.10
そ の 他	0.43	そ の 他	37.30
分 離 工 程			
圧縮機動力	748.8	液 体 窒 素	61.00
その他動力	54.01	動 力*	54.00
合 計	804.38	合 計	484.40

- 再処理工場規模 : 1500ton-U/yr
- 廃ガス流量 : 5000Nm³/day
- 深冷分離プラント構成 : 前処理系, Kr-Xe分離系, 貯蔵系
- 電力単位 : 13円/kWH
- 触媒, 動力(*) : 多孔質隔膜法と同額とする
- 水素ガス量, 単価 : 廃ガス中の酸素量の2倍; 230円/m³
- 液体窒素量, 単価 : 廃ガスを-70°C~-196°Cに冷却するために
要する窒素量 : 184kg/hr; 46円/kg-liq. N₂

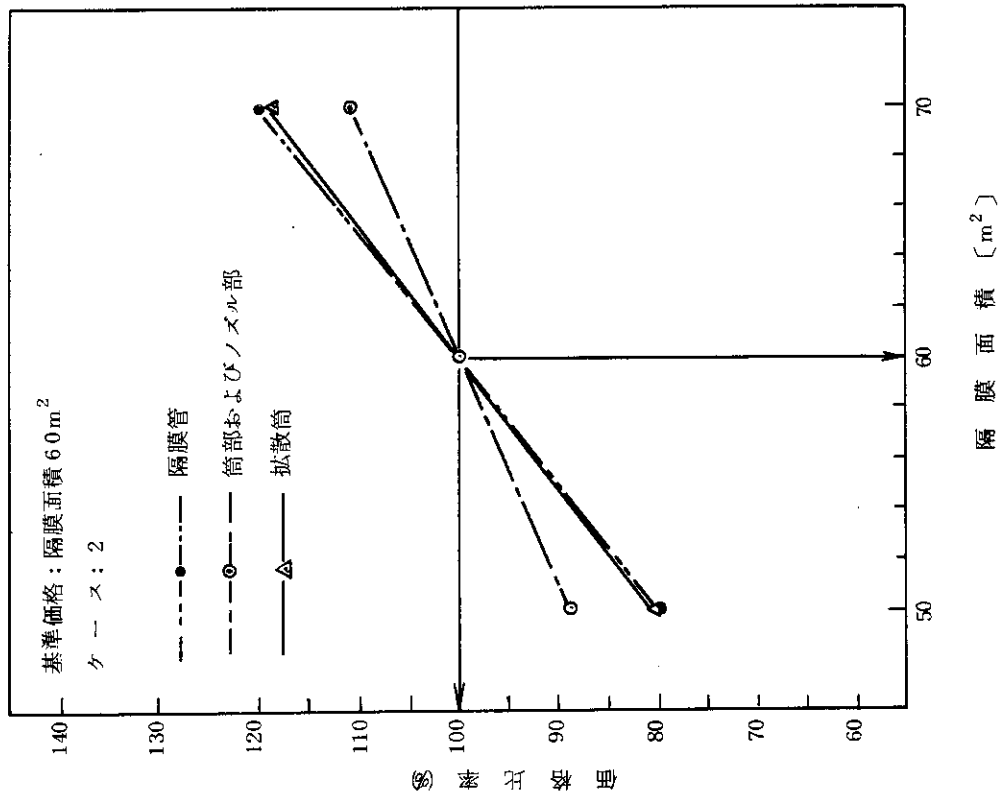


図 1.1.1 拡散筒製造価格比率

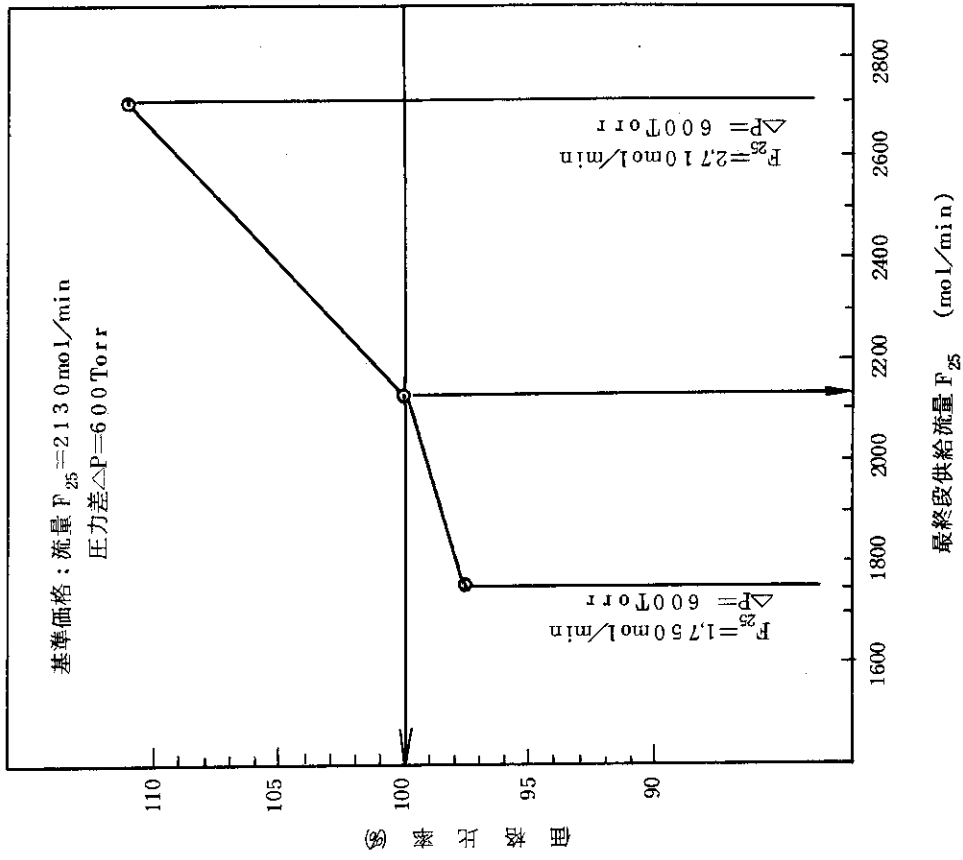


図 1.1.2 圧縮機ユニットの製造価格比率

〔流量 F_{25} : カスケードの第25段目における
圧縮機吸入流量
圧力差 ΔP : 圧縮機の吐出圧と吸入圧の差〕

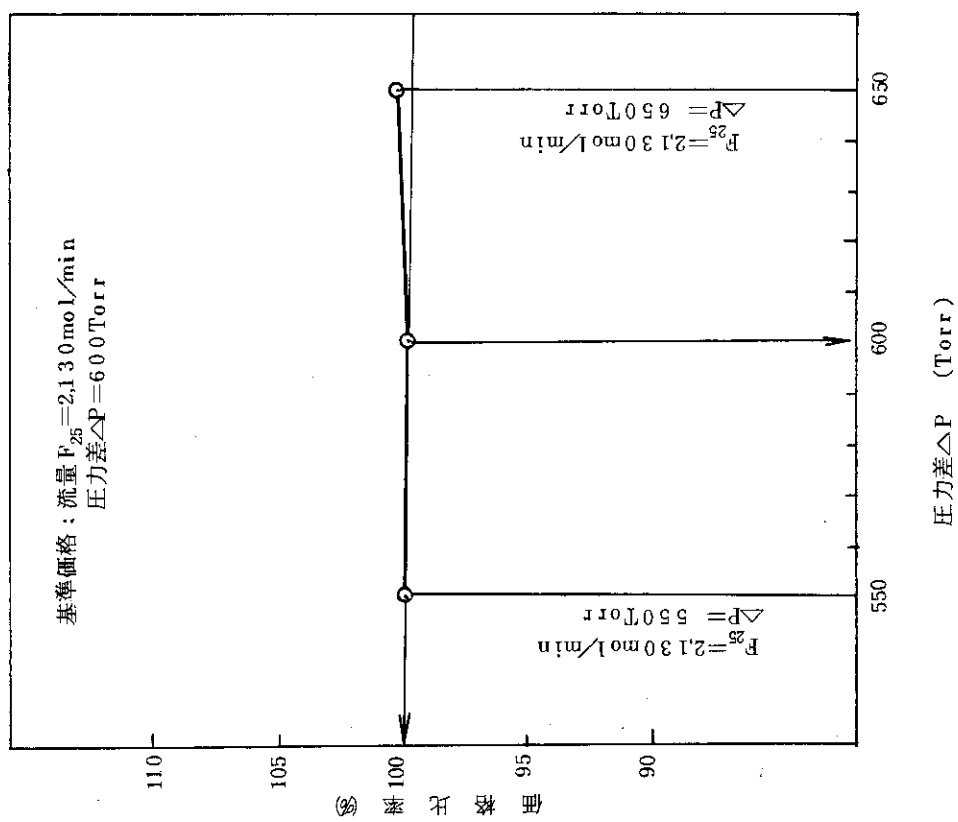


図 1.1.3 圧縮機ユニットの製造価格比率

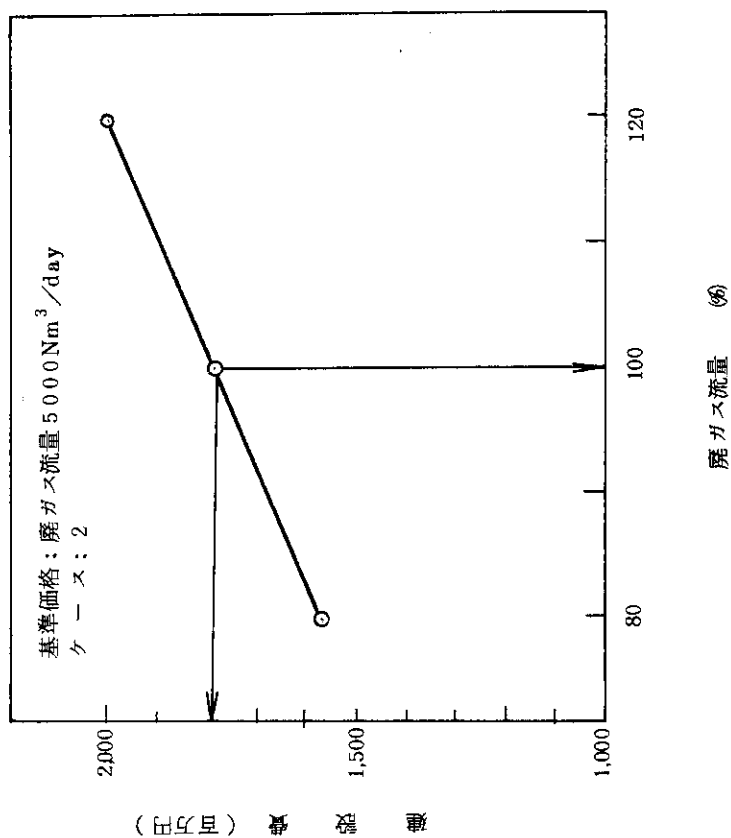


図 1.1.4 圧縮機ユニット，拡散筒を除くプロセス設備の建設費

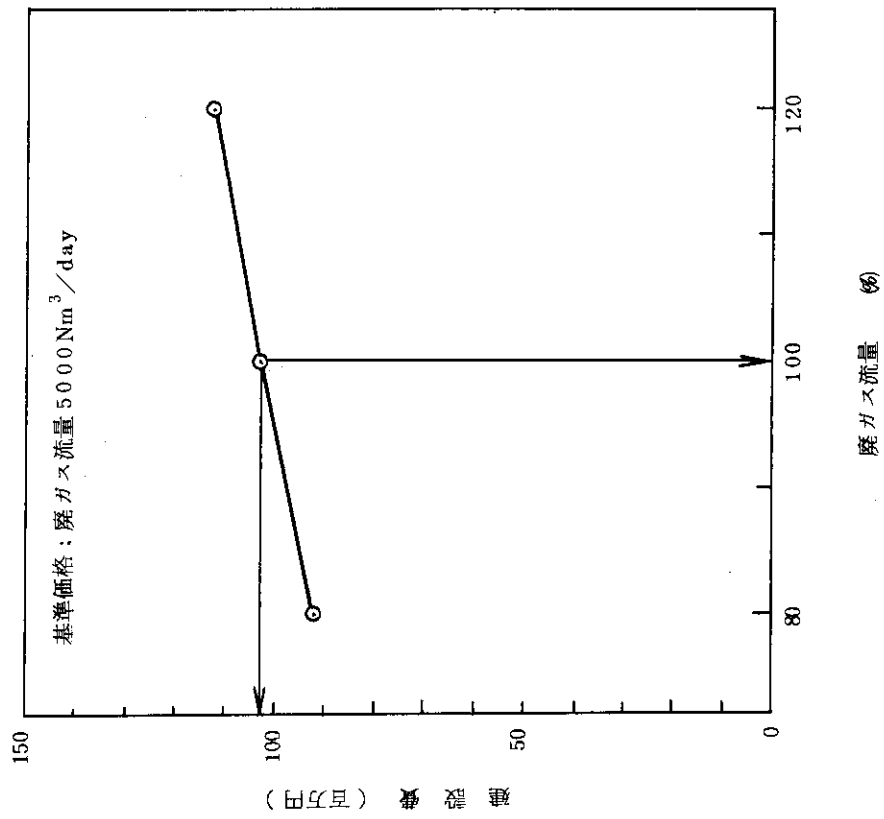


図 1.1.6 電気設備の建設費

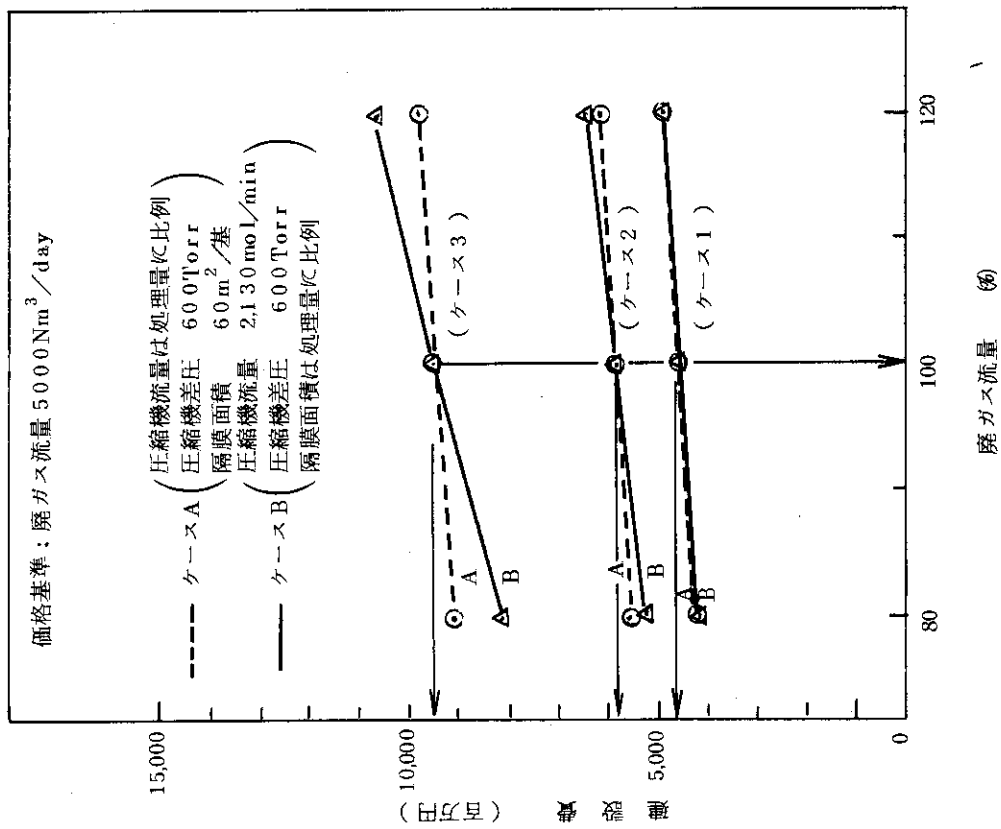


図 1.1.5 内装設備の建設費

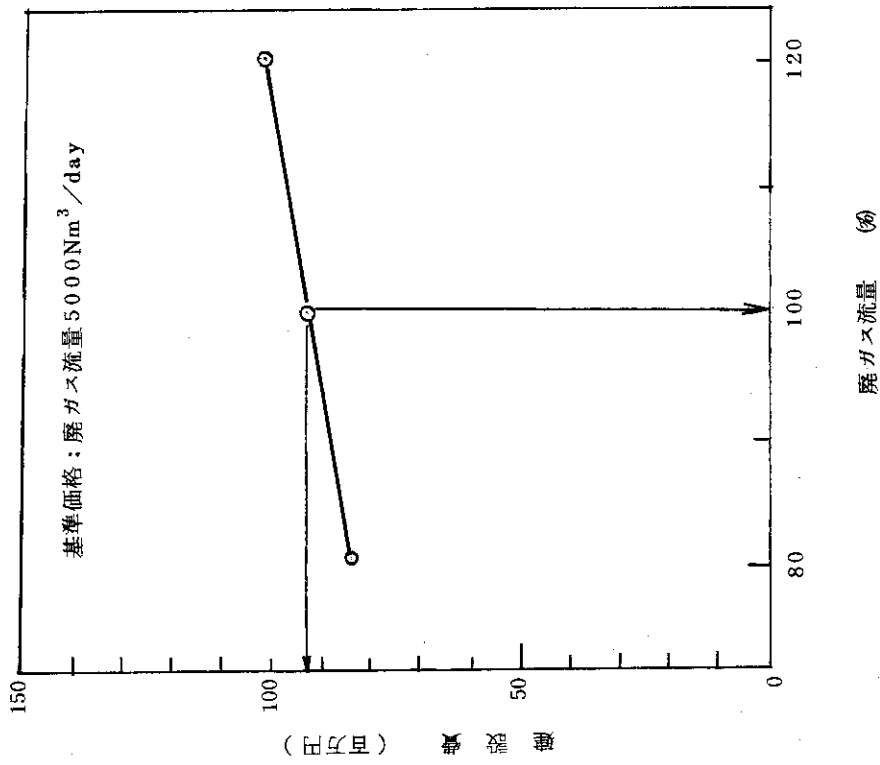


図 1.1.7 計装制御設備の建設費

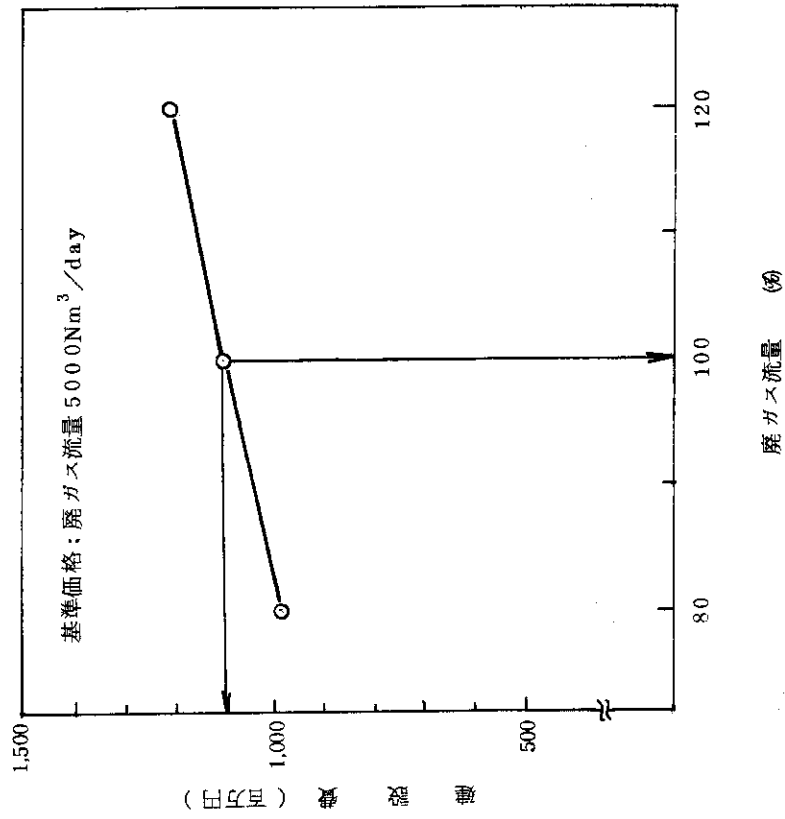


図 1.1.8 建家設備の建設費

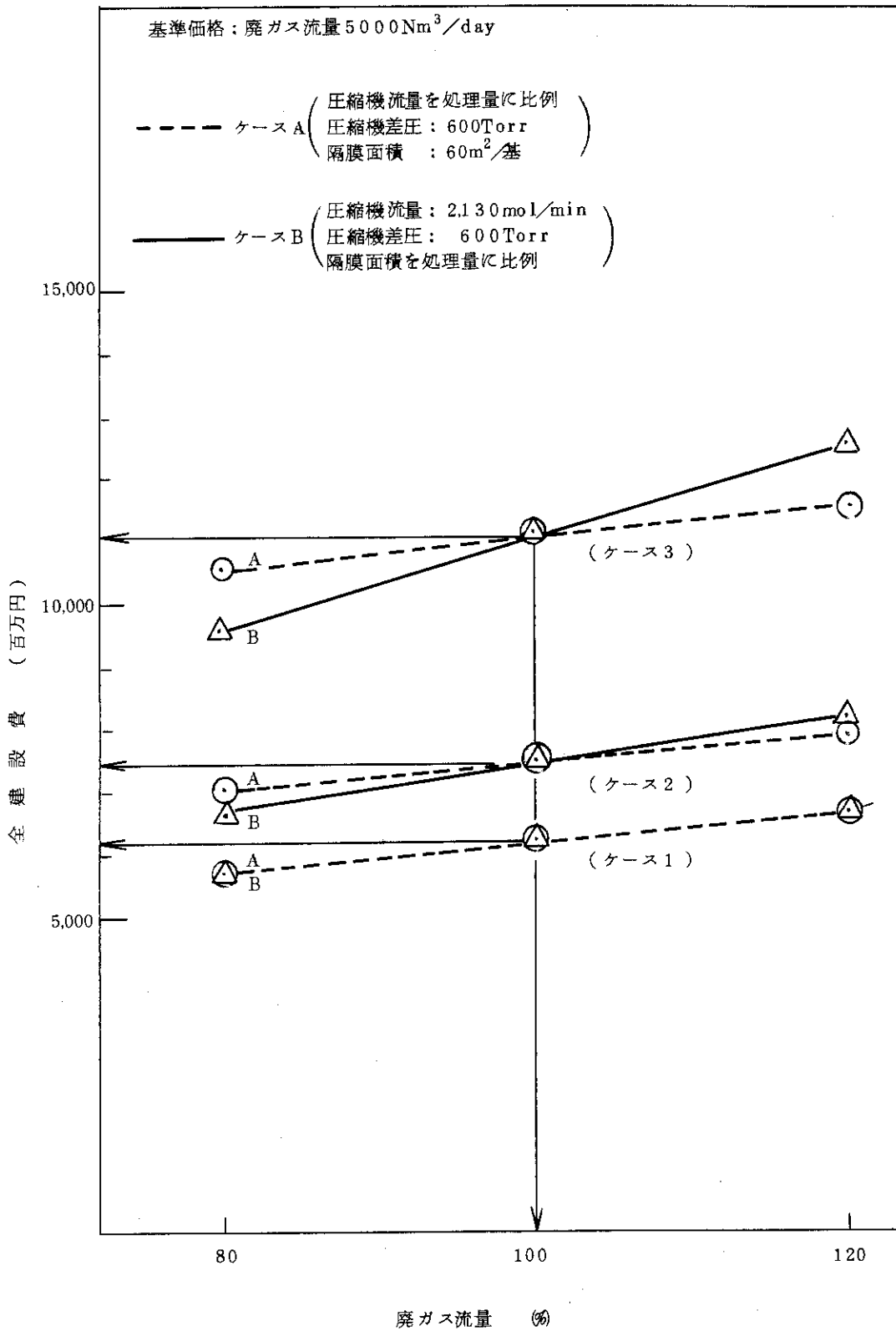


図 1.1.9 プラントの全建設費

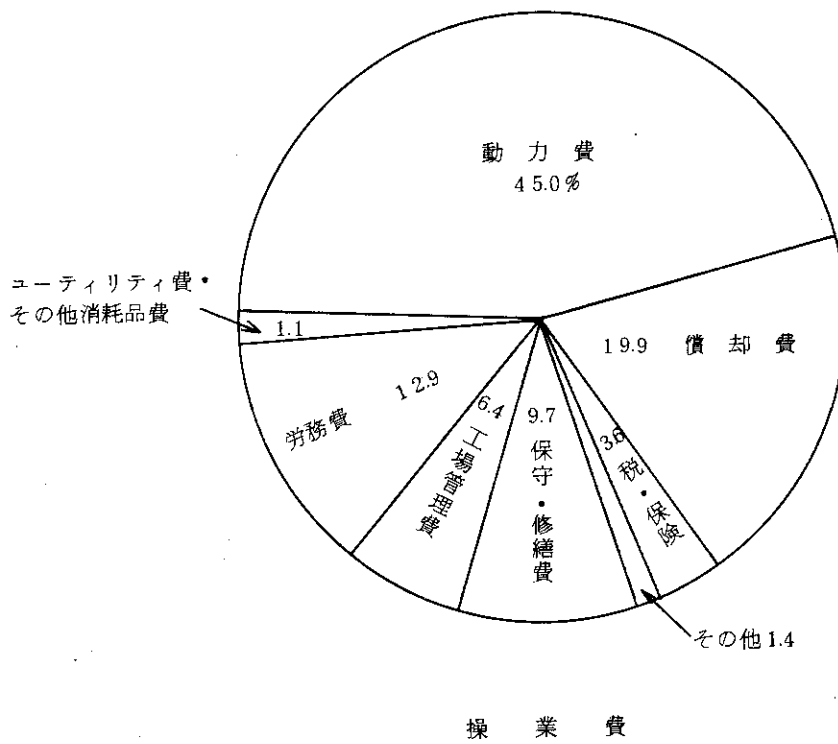
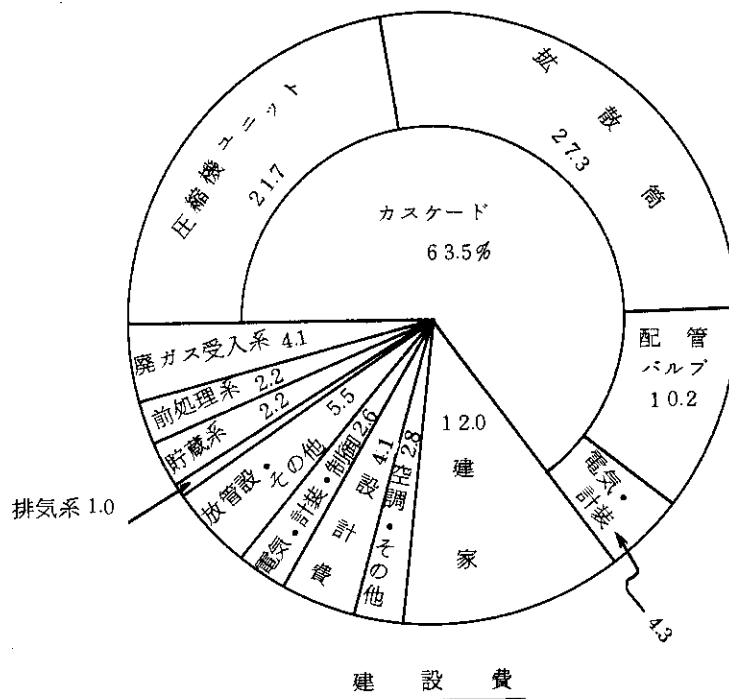


図 1 1. 1 0 クリプトン分離プラントのコスト見積り

[廃ガス流量: $5000\text{Nm}^3/\text{day}$]
 ○ ケース 2
 ○ 価格基準: 昭和 52 年 10 月

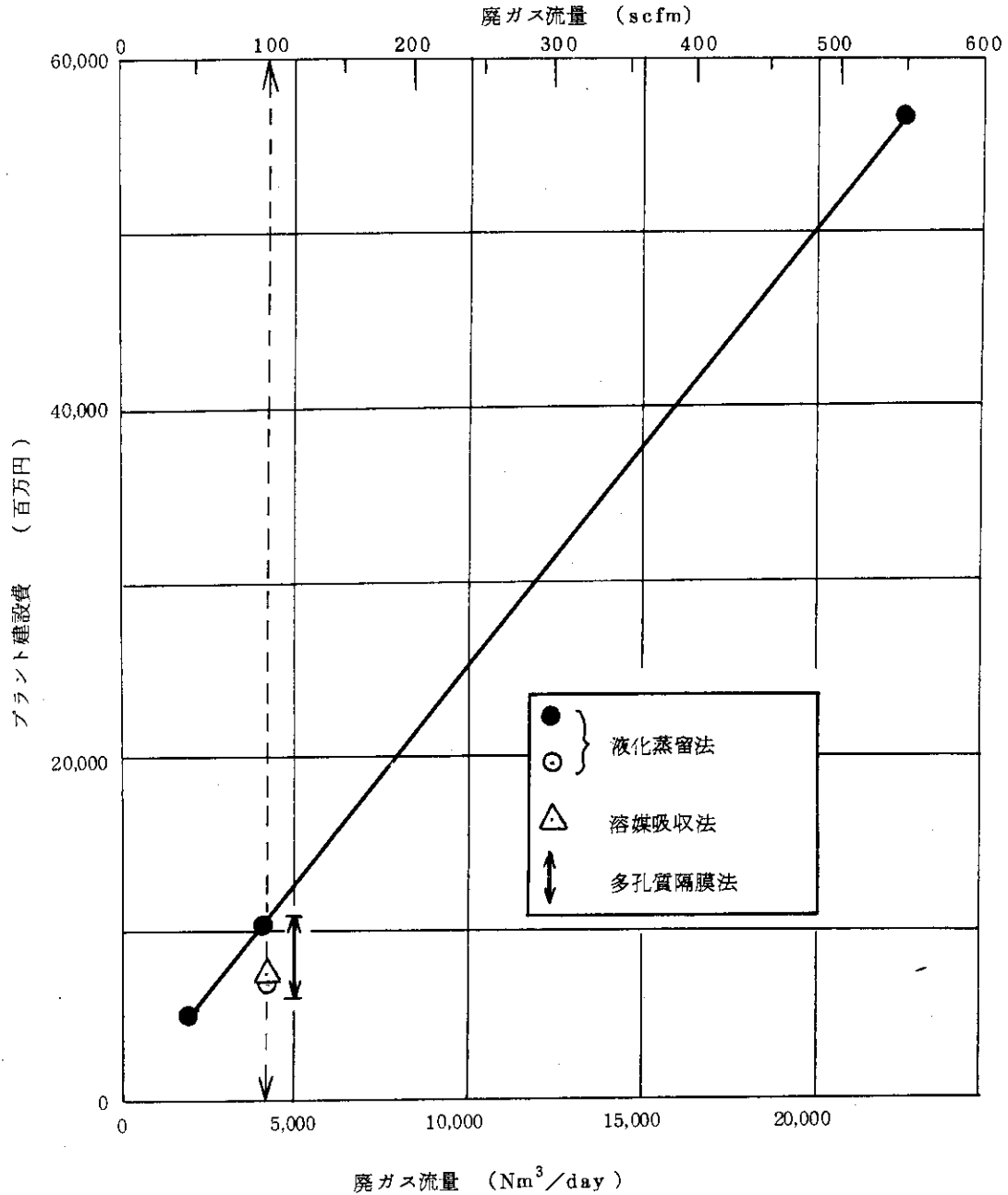


図 1.1.1.1. プラントの全建設費

- 印 [分離工程：液化蒸留法
再処理工場規模：1500ton-U/yr
コスト見積範囲：前処理系，⁸⁵Kr 分離塔，貯蔵設備を含む全システム
予備装置：主要装置のみ2系列とする
コストデータ：主に IAEA の資料³²⁾ に基づく
価格基準：280円/ドル(1976年ドル価格)
- 印 [分離工程：液化蒸留法(溶媒吸収法；フロロカーボン法)
再処理工場規模：1500ton-U/yr (廃ガス流量；100scfm)
コスト見積範囲：建家を含む全装置及び間接費(表1.1.4参照)
プラント稼働日数：256~300日/年
廃ガス主要組成：10%O₂-90%N₂
コストデータ：主に Nuclear Consulting Services 社資料³³⁾ に基づく)
- △ 印 [同上 (溶媒吸収法)
- ↑ 印 [本概念設計(多孔質隔膜法)のケース1~ケース3

12 ま と め

多孔質隔膜法を分子量の大きく異なる混合ガスの組成分離に適用する場合の特長として、

- ① 隔膜の透過係数、分離係数が大きいため比較的小規模のカスケードで大流量のオフガスを連続的に処理できること、
- ② 隔膜が耐放射線性に優れていること、
- ③ 常温、常圧で運転するため操作性、安全性が高いこと、

などがあげられる。一方、本法の問題点としては、技術的には、

- ① 圧縮機の設計法、運転方法を確立すること、

が主なものであり、経済的には、

- ② カスケードの所要段数および所要動力をできるだけ削減すること、

が必要と考えられる。

本研究は、再処理工場廃ガス中のクリプトンの分離・回収工程に本方法を適用し、その技術的、経済的な見通しを明らかにすることを目的としたものである。

このため、まず、2分割型拡散筒からなる5段のHertz型カスケード装置により、 N_2 、Ar、Kr、Xe等からなる混合ガスについて種々の操作条件下で分離実験を行い、段分離効率が大幅に向上（理論的分離効率の200~300%）できることおよびカスケードが極めて安定に運転できることを実証した。また、1500 ton-U/yr再処理工場廃ガスを対象とした多成分分離カスケードの規模および分離特性を検討するために実験値に基づくカスケード静特性解析を行い、25段のカスケード（廃ガス入口流量5000 Nm³/day）により⁸⁵Krの除染係数112、廃ガスの減容比約 1×10^{-3} が達成し得ることを明らかにした。さらに、本概念設計およびプラントの建設費、操業費に関するケーススタディにより、主要プロセス系統（前処理系、第1カスケード系、貯蔵系など）、給排気系、安全系統、建家などを含むシステム全体の構成、規模および運転方法、ならびに種々の運転条件およびコスト条件におけるプラント所要費用が明らかになった。

以上の研究により、2分割型拡散筒を用いたHertz型カスケードを採用すれば、多孔質隔膜法によるクリプトンの分離・回収プラントは技術的にも経済的にも液化蒸留法、溶媒吸収法などの方法に比して遜色のないことが判明した。

次に、本概念設計において採用した設計上の考え方および前提条件を中心に、再処理工場廃ガス処理に関連した今後の検討課題について整理する。

(1) 廃ガス条件

本設計に用いた廃ガス条件は、3.1にその算定根拠を示したように、使用済燃料として軽水炉燃料（特に燃焼度の高いPWR燃料）を対象とし、溶解・せん断工程の規模および運転条件ならびに核分裂生成物の廃ガス中の混入割合として動燃団再処理工場を模擬しているため、希ガス生成量および廃ガス流量は現時点で考えられる最大値となっている。従って、再処理工場ヘッドエンドプロセスの各工程における効率的な運転（例えば、廃ガスの約半分を占める O_2

ガス発生源であるPu原子価調整槽の運転条件の最適化)あるいは廃ガス発生量をより少なくすることのできるプロセス(例えば、ボロオキシデーション法、 O_2 ガスを使用しないPu原子価調整法)の開発によって、廃ガス条件が大幅に変わる(流量の減少、希ガス濃度の増加)ことが考えられる。このような廃ガス条件の変更は、本プラントの各工程の構成を変えるものではなく、むしろ後述するようにプラント規模が小さくなることから本法の経済性を一層高めることに役立つものである。

(2) 廃ガス受入系

再処理工場の操業を円滑に行うためには、その廃ガス処理工程である希ガス分離・回収プラントは故障に対する信頼性の高いことが不可欠である。本概念設計では、第1カスケード系の安定性が極めて高いこと、前処理系および貯蔵系の主要機器に予備機を含めて2系列を設置し各設備に余裕を設けていること、さらに廃ガス受入系の貯槽容量を約1日分($6000m^3$)としていることから、プラントの一時的な異常が再処理工場に支障をきたすことは少ないと考えられる。プラントを1日以上停止する場合については、廃ガスの希釈放出、再処理工場の運転停止あるいは大容量貯槽の設置などの対応策が考えられるが、現在のところこの問題はほとんど議論がなされていないので、本概念設計では検討を省いている。

(3) 前処理系

廃ガス中に含まれるヨウ素、 NO_x 、トリチウム、ルテニウムの除去装置の設計において、触媒、吸着材などの性能および操作条件はすべて既往の実験値に基づく安全側の値を採用しているため、各工程の除去性能、信頼性は比較的高いものと考えてよい。現在、動燃団を中心に前処理系用の触媒、吸着材の開発および実証試験が精力的に進められており、今後さらに高性能の除去装置を設計することが可能になると期待される。

(4) 第1カスケード系

本系統の設計にあたっては、筆者らの実験装置による実証データの控え目な値を採用しており、カスケードの規模および特性はかなり信ぴょう性が高いものと考えられる。こゝでの課題としては、クリプトン濃度が極めて低くなる(ppm以下)カスケード上段部の分離性能の確認が主なものである(多孔質隔膜法の原理即ち隔膜細孔内の分離過程を考えると、分離性能はほとんど一定かあるいはむしろ向上することも期待される)。

ところで、(1)に述べたように、廃ガス条件の変化、即ち流量の減少および希ガス濃度の増加は、それぞれカスケードの循環流量および段数を減少させるので、建設費および動力費の大幅な削減に役立つものである。

(5) 貯蔵系

第1カスケード系より回収された希ガスには約90%のXeが含まれている。これを第2カスケード系においてKrと分離することにより、遮蔽および冷却が必要とされるKr貯蔵容器を約100本/年(Xe-Kr分離を行わない場合には約1000本/年)に減らすことができる

(廃ガスの減容比は約 1×10^{-4} となる)。本概念設計では、第 1 カスケード系により約 1×10^{-3} の減容比が得られることから、回収ガスをそのまま貯蔵することになっているが、将来 ^{85}Kr あるいは Xe の利用の見通しが開けた場合には、 $\text{Xe}-\text{Kr}$ 分離を行うことが経済的にも有利になると考えられる。第 2 カスケード系に通用可能な分離法としては、両成分の質量比 $\sqrt{\text{Xe}/\text{Kr}} = 1.241$ が比較的大きいことおよび処理ガス量が少ない(第 1 カスケード入口流量の約 1000 分の 1) ことから、多孔質隔膜法を適用して一貫プロセスとすることができるが、熱拡散法、液化蒸留法あるいは低温吸着法なども有望な方法と考えられる。

(6) バックアップ設備

プロセス装置あるいは配管などの破損により室内に漏洩した放射性ガスを緊急に回収するためのバックアップ設備については、本プラントの安定性が高いことから、ここでは特に検討していない。本設備は、想定される漏洩規模によって若干構成の異なることが考えられるが、非常用排風機、希ガス吸着塔(活性炭法)などの比較的簡単な機器で構成すれば十分であろう(本設備費の全建設費に占める割合は非常に小さい)。本プラントにおいてバックアップ設備の対象となる個所は、希ガス貯蔵庫、希ガス貯蔵設備室が主なものである。

(7) 経済性

本プラントでは、オゾンおよび過酸化物の生成、蓄積の恐れがなく爆発、火災の危険性の少ないことから、前処理系が比較的簡単となり、本系統の建設費は液化蒸留法の場合よりもかなり少なくなる。一方、圧縮機および隔膜の製造費が高いことから、第 1 カスケードの建設費は液化蒸留法による分離工程のそれより高くなると考えられる。これらを総合すれば、11.3 の経済性の比較において示したように、本プラントの全建設費は他法のそれとほぼ同程度になると推定される。しかし、操業費については、圧縮機動力費が大きいことから、廃ガス流量をできるだけ削減しカスケード循環流量を小さくすることが望ましいと言えよう。

謝 辞

本研究を実施するにあたっては、青地哲男氏(高温工学室長)、野村末雄氏(企画室長)および下川純一氏(燃料工学部長)の御指導をいただいた。具体的な設計の進め方については、辻野毅氏(燃料工学部再処理研究室長)および新谷貞夫氏(動燃団・再処理建設所・廃棄物処理課長)から貴重な意見をいただいた。また、本報告書のまとめにあたっては、岩本多実氏(燃料工学部次長)から有益な助言をいただいた。さらに、カスケード実験の実施にあたっては、小森卓二氏(分析センター室長)はじめ同室質量分析グループの方々の協力を得た。

本報告書を作成するにあたり、これら諸氏に深い謝意を表します。

(廃ガスの減容比は約 1×10^{-4} となる)。本概念設計では、第 1 カスケード系により約 1×10^{-3} の減容比が得られることから、回収ガスをそのまま貯蔵することになっているが、将来 ^{85}Kr あるいは Xe の利用の見通しが開けた場合には、 $\text{Xe}-\text{Kr}$ 分離を行うことが経済的にも有利になると考えられる。第 2 カスケード系に通用可能な分離法としては、両成分の質量比 $\sqrt{\text{Xe}/\text{Kr}} = 1.241$ が比較的大きいことおよび処理ガス量が少ない(第 1 カスケード入口流量の約 1000 分の 1) ことから、多孔質隔膜法を適用して一貫プロセスとすることができるが、熱拡散法、液化蒸留法あるいは低温吸着法なども有望な方法と考えられる。

(6) バックアップ設備

プロセス装置あるいは配管などの破損により室内に漏洩した放射性ガスを緊急に回収するためのバックアップ設備については、本プラントの安定性が高いことから、ここでは特に検討していない。本設備は、想定される漏洩規模によって若干構成の異なることが考えられるが、非常用排風機、希ガス吸着塔(活性炭法)などの比較的簡単な機器で構成すれば十分であろう(本設備費の全建設費に占める割合は非常に小さい)。本プラントにおいてバックアップ設備の対象となる個所は、希ガス貯蔵庫、希ガス貯蔵設備室が主なものである。

(7) 経済性

本プラントでは、オゾンおよび過酸化物の生成、蓄積の恐れがなく爆発、火災の危険性の少ないことから、前処理系が比較的簡単となり、本系統の建設費は液化蒸留法の場合よりもかなり少なくなる。一方、圧縮機および隔膜の製造費が高いことから、第 1 カスケードの建設費は液化蒸留法による分離工程のそれより高くなると考えられる。これらを総合すれば、11.3 の経済性の比較において示したように、本プラントの全建設費は他法のそれとほぼ同程度になると推定される。しかし、操業費については、圧縮機動力費が大きいことから、廃ガス流量をできるだけ削減しカスケード循環流量を小さくすることが望ましいと言えよう。

謝 辞

本研究を実施するにあたっては、青地哲男氏(高温工学室長)、野村末雄氏(企画室長)および下川純一氏(燃料工学部長)の御指導をいただいた。具体的な設計の進め方については、辻野毅氏(燃料工学部再処理研究室長)および新谷貞夫氏(動燃団・再処理建設所・廃棄物処理課長)から貴重な意見をいただいた。また、本報告書のまとめにあたっては、岩本多実氏(燃料工学部次長)から有益な助言をいただいた。さらに、カスケード実験の実施にあたっては、小森卓二氏(分析センター室長)はじめ同室質量分析グループの方々の協力を得た。

本報告書を作成するにあたり、これら諸氏に深い謝意を表します。

参 考 文 献

- 1) Gasteiger R. : "Abbrandrechnungen für LWR-Brennstoff als Datenbasis zur Auslegung von Wiederaufarbeitungsanlagen", KFK-2373 (1976).
- 2) 村田寿典, 遊佐英夫: 原子力工業, 17[8], 2 (1975)
- 3) Aqueous Processing of LMFBR Fuels "Technical-Assessment and Experimental Program Definition", ORNL-4436 (1970).
- 4) Brown R. A., "Off-gas Treatment and volatile Radioisotope Recovery", ERDA-76-43, vol. 2 (Chapter 13) (1976).
- 5) Offutt G. F. and Benedixsen C. L., "Rare Gas Recovery Facility at the Idaho Chemical Processing Plant", TID-4500 (1975).
- 6) 能見光彦, "放射性希ガスの除去システムについて", FAPIG, 66, 125 (1972)
- 7) 山本寛, "原子力化学工学", 日刊工業新聞社 (1976)
- 8) 前川立夫, 石森隆, "多孔質隔膜による希ガスの回収", 原子力工業, 20[4], 36 (1974)
- 9) Benedixsen C. L., "Prediction of Krypton and Xenon Recovery in a Cryogenic Distillation Column Operating at Total Reboil", ICP-1100 (1976)
- 10) Rainey R. H., Carter W. L. and Blumkin S., "Compilation Report—Evaluation of the use of Permselective Membrane in the Nuclear Industry for Removing Radioactive Xenon and Krypton from Various Off-gas Streams", ORNL-4522, (1971)
- 11) Nichols J. P. and Binford F. T., "Status of Noble Gas Removal and Disposal", ORNL-TM-3515, (1971)
- 12) Chesne A., Kroebel R. et al., "Proc. of a Symposium-Management of Radioactive Waste from the Nuclear Fuel Cycle", Vol. 1, IAEA-SM-207/33, 85 (1976)
- 13) Broothaerts J., et al., *ibid.* IAEA-SM-207/8, 101 (1976)
- 14) Takashima Y. et al., *ibid.*, IAEA-SM-207/14 (1976)
- 15) Bohnenstingl J. et al., *ibid.* IAEA-SM-207/20 (1976)
- 16) "Removal, Storage and Disposal of Gaseous Radionuclides from Airbone Effluents", IAEA-209 (1978)
- 17) 成瀬雄二, 吉田浩, 藤根幸雄, 松田裕二, 清水徳, 齊藤恵一朗, "多孔質隔膜法による N_2 -Kr系の分離", JAERI-M 7275 (1977)

- 18) 中島健太郎, 中西芳雄, “再処理施設における放射性希ガス処理”, 日本原子力学会誌, 21[6], 9 (1979)
- 19) 成瀬雄二, 松田裕二, 丸山庸一郎, 青地哲男, “2分割型拡散筒により構成されるガス拡散プラントの静特性解析”, JAERI-M6501 (1976)
- 20) 平田光穂, “多成分系の蒸留”, 科学技術社 (1972)
- 21) 武久正昭ほか, “液体窒素使用低温照射実験に伴うオゾン分解爆発とその防止対策”, JAERI-M6363 (1976)
- 22) Brown D. W. and Wall L. A., “ γ -Irradiation of Liquid and Solid Oxygen”, J. Chem. Phys., 65, 915 (1961)
- 23) Beller M. and Steinberg M., “The Possibility of Chemonuclear Reactors Producing Ozone for Water treatment”, Nuclear Applications, 2, 237 (1966)
- 24) Steinberg M., “O₃ and NO₂ Formation by Irradiation of a N₂-O₂ Gas Mixture in a Flowing System at Elevated Pressures”, BNL50017 (T-438), (Chemistry-TID-4500) (1966)
- 25) “窒素酸化物防止技術” 化学工業別冊 (1970)
- 26) Kershner C. J. and Bixel J. C., “Tritium effluent control laboratory”, 13th USAEC Air Cleaning Conf., Aug. (1974)
- 27) 生井武文, “送風機と圧縮機”, 朝倉書店 (1970)
- 28) Malenfant R. E., “A Series of point Kernel General-Purpose Shielding Program”, (1976)
- 29) 関季紀, “放射化分析”, 原子力工業, 23[8], 76 (1978)
- 30) Brizard E. P. et al., “Reactor Handbook”, vol. III-Part B (Shielding), Interscience Pub., (1962)
- 31) Capo M. A., “Polynomial Approximation of Gamma Ray Buildup Factor for a point Isotropic Source”, Nov. (1958)
- 32) “Removal, Storage and Disposal of Gaseous Radionuclides from Airborne Effluents”, Paper prepared for IAEA Technical Committee, (1976)
- 33) Kovach J. L., “Technology and Cost Evaluation of Krypton-85 Control for Nuclear Fuel Reprocessing Plants”, NUCON-128 (1976)

附録 I 計器類一覽表

(1) 廃ガス受入系および前処理系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
受入部入口計装					
PT-101	圧力発信器	0~4 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-101	指示計	4~20mA 0~4 kg/cm ² G	E	P	1
TE-101	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100℃	E	L	1
TR-101	記録計	0~100℃	E		
FE-101	流量検出器	0~215.3Nm ³ /hr	M	L	1
FT-101	差圧発信器	4~20mA	E	L	1
FM-101A	演算器	乗除演算	E	P	1
FM-101B	演算器	開平演算	E	P	1
FM-101C	変換器	Ω/V	E	P	1
FR-101	記録計	0~215.3Nm ³ /hr	E	P	1
FQ-101	積算計	6桁表示	E	P	1
受入部廃ガス圧縮機廻り計装					
PT-103	圧力発信器	-1~4 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-103	指示計	4~20mA -1~4 kg/cm ² G	E	P	1
PA-103	警報設定器	Low Alarm	E	P	1
PG-101A, B	現場圧力指示計	0~4 kg/cm ² G	M	L	2
PG-102	現場圧力指示計	0~15 kg/cm ² G	M	L	1
TE-102A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω, 0~100℃	E	L	2
TRA-102A, B	記録計	-	-	-	High Alarm TR-101と共用

計器型式

E 電気式
P 空気式
M 機械式

計器取付位置

P 制御盤
L 現場
PL 現場制御盤

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
TE-103	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω, 0~100°C	E	L	1
TRA-103	記録計	-	-	-	High Alarm TR-101と共用
PT-104	圧力発信器	0~15 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-104	指示計	4~20mA 0~15 kg/cm ² G	E	P	1
PA-104	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
受入部ドレン液ポンプ廻り計装					
LA-101	液面警報計	抵抗式 $l_1=300\text{mm}$ 上限,下限 $l_2=1000\text{mm}$	E	L	1
PG-103A, B	現場圧力指示計	0~15 kg/cm ² G	M	L	2
PT-105	圧力発信器	0~15 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-105	指示計	4~20mA 0~15 kg/cm ² G	E	P	1
PA-105	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
廃ガス受入槽廻り計装					
PT-102A~J	圧力発信器	0~15 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	10
PI-102A~J	指示計	4~20mA 0~15 kg/cm ² G	E	P	10
PA-102A~J	警報設定器	High Alarm	E	P	10
受入部真空ポンプ廻り計装					
PG-104	真空計	10 ⁻³ Torr	E	L	1

(2) 前処理系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
前処理部入口計装					
PCV-201	圧力調整弁	一次圧 10kg/cm ² G 二次圧 0~1kg/cm ² G	M	L	1
PT-201	圧力発信器	0~2kg/cm ² abs 4~20mA	E	L	1
PI-201	指示計	4~20mA 0~2kg/cm ² abs	E	P	1
PA-201	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
TE-201	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-201	記録計	-	-	-	TR-101と共用
FE-201	流量検出器	0~215.3Nm ³ /hr	M	L	1
FT-201	差圧発信器	4~20mA	E	L	1
FM-201A	変換器	Ω/V	E	P	1
FM-201B	演算器	乗除演算	E	P	1
FM-201C	演算器	開平演算	E	P	1
FRC-201	記録調節計	0~215.3Nm ³ /hr	E	P	1
AV-201	流量調節弁	3 ^B	P	L	1
入口廃ガス加熱器廻り計装					
TE-202	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~150°C	E	L	1
TRCA-202	記録調節計	0~150°C	E	P	1 High Alarm Low Alarm
フィルター#1廻り計装					
PM-201A, B	マノメータ	0~100mmAq	M	L	2
PM-202A, B	マノメータ	0~100mmAq	M	L	2
ヨウ素吸着塔廻り計装					
PM-203A, B	マノメータ	0~100mmAq	M	L	2
窒素酸化物水素反応塔廻り計装					
TE-203	温度検出器	熱電対CA 0~350°C	E	L	1
TR-203	記録計	-	-	-	TRCA-204 と共用

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考	
TE-204	温度検出器	熱電対CA 0~400°C	E	L	1	
TRCA-204	記録調節計	0~400°C	E	P	1	High Alarm Low Alarm
NO _x R-201	NO _x 計	ケミルミ式	E	P	1	
FE-202	流量検出器	0~215.4Nm ³ /hr	M	L	1	
FT-202	差圧発信器	4~20mA	E	L	1	
FM-202A	変換器	Ω/V	E	P	1	
FM-202B	変換器	V/V	E	P	1	
FM-202C	演算器	乗除演算	E	P	1	
FM-202D	演算器	開平演算	E	P	1	
FR-202	記録計	0~215.4Nm ³ /hr	E	P	1	
FT-203	流量発信器	0~0.07kg/hr 4~20mA	E	L	1	
FRIC-203	比率指示調節計	4~20mA 0~0.07kg/hr	E	P	1	
AV-206	流量調節弁					
PCV-202	圧力調節弁		M	L	1	
PT-202	圧力発信器	0~5kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1	
PI-202	指示計	4~20mA 0~5kg/cm ² G	E	P	1	
PA-202	警報設定器	Low Alarm	E	P	1	
TE-205	温度検出器	熱電対CA ウェル付 0~400°C	E	L	1	
TRA-205	記録計	-	-	-	-	TR-203と共用 High Alarm
PM-204	マノメータ	0~100mmAq	M	L	1	
TE-206	温度検出器	熱電対CA 0~400°C	E	L	1	
TR-206	記録計	-	-	-	-	TR-203と共用
NO _x R-202	NO _x 計	ケルミル式	E	P	1	
NH ₃ R-201	NH ₃ 計		E	P	1	

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
TE-207	温度検出器	熱電対CA 0~200°C	E	L	1
TR-207	記録計	-	-	-	TR-203と共用
冷却凝縮器(H-204)廻り計装					
TE-208	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~50°C	E	L	1
TRCA-208	記録調節弁	0~50°C	E	P	1 High Alarm Low Alarm
AV-207	流量調節弁	1 1/2 ^B	P	L	1
トリチウム水移送ポンプ廻り計装					
LA-201A, B	液面警報計	接点式 $l_1=300\text{mm}$ $l_2=1200\text{mm}$	E	L	2
PG-203A, B	現場圧力指示計	0~15kg/cm ² G	M	L	2
PT-203	圧力発信器	0~15kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-203	指示計	4~20mA 0~15kg/cm ² G	E	P	1
PA-203	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
前処理部M. S. 塔廻り計装					
PM-205A-D	マンメータ	0~100mmAq	M	L	4
ME-201	露点検出器	塩化リチウム式	E	L	1
MR-201	記録計	-60~30°C	E	P	1
ルテニウム吸着塔廻り計装					
PM-206	マンメータ	0~100mmAq	M	L	1
フィルターNo2廻り計装					
PM-207A, B	マンメータ	0~100mmAq	M	L	2
PM-208A, B	マンメータ	0~100mmAq	M	L	2
前処理部M. S. 塔再生ガス系計装					
ME-202	露点検出器	塩化リチウム式	E	L	1
MR-202	記録計	-60~30°C	E	P	1
TE-211	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~50°C	E	L	1
TRCA-211	記録調節計	0~50°C	E	P	1

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
AV-218	流量調節弁	1 1/2 ^B	P	L	1
PT-204	圧力発信器	0~3 kg/cm ² abs 4~20 mA	E	L	1
PI-204	指示計	4~20 mA 0~3 kg/cm ² abs	E	P	1
PA-204	警報設定器	Low Alarm	E	P	1
PG-204 A, B	現場圧力指示	0~2 kg/cm ² abs	M	L	2
PT-205	圧力発信器	0~2 kg/cm ² abs 4~20 mA	E	L	1
PI-205	指示計	4~20 mA 0~2 kg/cm ² abs	E	P	1
PA-205	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
TE-212	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-212	記録計	-	-	-	TRCA-211と共用
TE-209	温度検出器	熱電対CA 0~400°C	E	L	1
TRCA-209	記録調節計	0~400°C	E	P	1 High Alarm Low Alarm
TE-210	温度検出器	熱電対CA 0~400°C	E	L	1
TR-210	記録計	-	-	-	TRCA-209と共用
廃ガス供給槽(T-206)廻り計装					
PT-206	圧力発信器	0~2 kg/cm ² abs 4~20 mA	E	L	1
PI-206	指示計	4~20 mA 0~2 kg/cm ² abs	E	P	1
PA-206	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1

(3) カスケードI系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
カスケード供給ライン計装					
PT-330	圧力発信器	0~2kg/cm ² abs 4~20mA	E	L	1
PIC-330	指示調節計	4~20mA 0~2kg/cm ² abs	E	P	1
AV-326	圧力調節弁	4 ^B	P	L	1
TE-328	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-328	記録計	0~100°C	E	P	1
FE-327	流量検出器	0~208.5Nm ³ /hr	M	L	1
FT-327	差圧発信器	4~20mA	E	L	1
FM-327A	変換器	Ω/V	E	P	1
FM-327B	演算器	乗除演算	E	P	1
FM-327C	演算器	開平演算	E	P	1
FR-327	記録計	0~208.5Nm ³ /hr	E	P	1
FQ-327	積算計	6桁表示	E	P	1
カスケード段計装					
PT-301a~325a	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	25
PIC-301a~325a	指示調節計	0~1000Torr	E	P	25
PRA-301a~325a	記録計	0~1000Torr	E	P	25
AV-301a~325a	圧力調整弁	5 ^B	P	L	25
PT-301b~325b	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	25
PI-301b~325b	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	25
PT-301c~325c	圧力発信器	0~200Torr 4~20mA	E	L	25
PI-301c~325c	指示計	4~20mA 0~200Torr	E	P	25
FE-301a~325a	流量検出器	0~51Nm ³ /hr	M	L	25
FT-301a~325a	差圧発信器	4~20mA	E	L	25
FM-301aA~325aA	変換器	Ω/V	E	P	25

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
FM-301aB~325aB	演算器	乗除演算	E	P	25
FM-301aC~325aC	演算器	開平演算	E	P	25
FIC-301a~325a	指示調節計	0~5 lNm ³ /hr	E	P	25
AV-301e~325e	流量調節弁	4 ^B	P	L	25
TE-301a~325a	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	25
TRCA- ^{301a} ~325a	記録調節計	0~100°C	E	P	25 High Alarm
AV-301f~325f	流量調節弁	10 ^B	P	L	25
TE-301b~325b	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	25
TR-301b~325b	記録計	-	-	-	TRCA-301a~ 325aと共用
TE-301c~325c	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	25
TRCA- ^{301c} ~325c	記録調節計	0~100°C	E	P	25 High Alarm
AV-301g~325g	流量調節弁	2 ^B	P	L	25
排気ガス抜きポンプ廻り計装					
PT-326	圧力発信器	0~150 Torr 4~20mA	E	L	1
PI-326	指示計	4~20mA 0~15 Torr	E	P	1
TE-326	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-326	記録計	-	-	-	TR-328と共用
FE-326	流量検出器	0~214 Nℓ/hr	M	L	1
FT-326	差圧発信器	4~20mA	E	L	1
FM-326A	変換器	Ω/V	E	P	1
FM-326B	演算器	乗除演算	E	P	1
FM-326C	演算器	開平演算	E	P	1
FRC-326	記録調節計	0~214 Nℓ/hr	E	P	2
AV-327	流量調節弁	4 ^B	P	L	1
AV-325c	流量調節弁	8 ^B	P	L	1
AV-324n	流量調節弁	8 ^B	P	L	1

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置		数量	備考
PG-301A, B	現場圧力指示計	0~150 Torr	M	L	2	
シールガス圧縮機廻り計装						
PG-302A, B	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G	M	L	2	
TE-327A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	2	
TRA-327A, B	記録計		-	-	-	TR-328と共用 High Alarm
PT-327	圧力発信器	0~5 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1	
PI-327	指示計	4~20mA 0~5 kg/cm ² G	E	P	1	
PA-327	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1	

(4) シールガス系および潤滑油系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
圧縮機バッファガス差圧計装					
PdT- ³⁰¹ ~325	差圧発信器	0~5 kg/cm ² G	E L	25	
PdIC- ³⁰¹ ~325	指示調節計	0~5 kg/cm ² G	E P	25	
-	差圧調節弁	3/8 ^B	P L	25	
潤滑油圧力調整計装					
PCV- ³⁰¹ ~325	圧力調整弁		M L	5	
圧縮機低圧側ベアリング温度					
TE-329a, b ~353a, b	温度検出器	熱電対C/A 0~400°C	E L	50	
TR-329a, b ~353a, b	記録計	0~400°C	E P	50	
TG- ^{301a, b} ~325a, b	現場温度指示計	0~400°C	M L	50	
圧縮機高圧側ベアリング温度					
TE-329c, d ~353c, d	温度検出器	熱電対C/A 0~400°C	E L	50	
TR-329c, d ~353c, d	記録計	0~400°C	E P	50	
TG- ^{301c, d} ~325c, d	現場温度指示計	0~400°C	M L	50	
圧縮機振動					
VE- ^{301ab} ~325ab	振動検出器	磁石式	E L	50	
VT- ^{301ab} ~325ab	振動発信器	4~20mA	E L	50	
VIA- ^{301ab} ~325ab	指示警報計	High Alarm付き	E P	50	
圧縮機ベアリング温度					
TG- ^{301e, f} ~325e, f	現場温度指示計	0~400°C	M L	50	
TE-354, 355	温度検出器	熱電対 0~200°C	E L	2	
TR-354, 355	記録計	0~200°C	E P	1	共用
圧縮機潤滑油関係計装					
PG-303a~307a	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G	M L	5	
PG-303b~307b	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G	M L	5	
HG- ^{303c, d} 307c, d	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G	M L	10	

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置		数量	備考
TG-326a ~330a	現場温度指示計	0~300°C	M	L	5	
TG-326b ~330b	現場温度指示計	0~300°C	M	L	5	
TG-326c ~330c	現場温度指示計	0~300°C	M	L	5	
PS-301a ~305a	圧力スイッチ	設定範囲 0~5 kg/cm ² G	M	L	5	
PS-301b ~305b	圧力スイッチ	設定範囲 0~5 kg/cm ² G	M	L	5	
LS-301~305	フロートスイッチ	接点式	M	L	5	
圧縮機シールガス系計装						
FE-328~352	流量検出器	0~100 Nℓ/min	E	L	25	
FT-328~352	差圧発信器	4~20mA	E	L	25	
FIA-328~352	指示警報計	0~100 Nℓ/min	E	P	25	High Alarm
PG-308~332	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G	M	L	25	
潤滑油流量計測系						
FG-301a, b 325a, b	現場流量指示計	ガラス管	M	L	50	
FG-326 ~330	現場流量指示計	ガラス管	M	L	5	

(5) 貯蔵系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
貯蔵部希ガス抜き出しポンプ廻り計装					
PT-401	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1
PI-401	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1
PA-401	警報設定器	Low Alarm	E	P	1
PG-401A, B	現場圧力指示計	0~1000Torr	M	L	2
PT-402	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1
PI-402	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1
PA-402	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
TE-401	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-401	記録計	0~100°C	E	P	1
FE-401	流量検出器	0~300Nℓ/hr	M	L	1
FT-401	差圧発信器	4~20mA	E	L	1
FM-401A	変換器	Ω/V	E	P	1
FM-401B	演算器	乗除演算	E	P	1
FM-401C	演算器	開平演算	E	P	1
FRC-401	記録調節計	0~300Nℓ/hr	E	P	1
AV-403	流量調節弁	1/2 ^B	P	L	1
O ₂ R-401	酸素計	磁気式	P	L	1
水素ガス供給ライン					
PCV-401	圧力調整弁	-	M	L	1
FT-402	流量発信器	0~54Nℓ/hr	E	L	1
FM-402	演算器	乗除演算	E	P	1
FrIC-402	比率指示調節弁	0~54Nℓ/hr	E	P	1
AV-404	流量調節弁	1/8 ^B	P	L	1

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考	
希ガス循環系						
PT-403	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1	
PIC-403	指示調節弁	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1	
AV-405	圧力調節弁	1/2 ^B	P	L	1	
H ₂ RA-401, 402	水素計	電気伝導度式	E	P	2	High Alarm
TE-402	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~200°C	E	L	1	
TRCA-402	記録調節計	0~200°C	E	P	1	High Alarm Low Alarm
TE-403	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1	
TRA-403	記録計	-	-	-	-	TR-328と共用
PT-405	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1	
PI-405	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1	
PA-405	警報設定器	Low Alarm	E	P	1	
PG-403A, B	現場圧力指示計	0~1000Torr	M	L	2	
PT-404	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1	
PI-404	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1	
PA-404	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1	
希ガス冷却凝縮器廻り計装						
TE-404	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1	
TRCA-404	記録調節計	0~100°C	E	P	1	High Alarm
AV-408	流量調節弁	1/2 ^B	P	L	1	
貯蔵部M. S塔廻り計装						
PM-401A, B	マノメータ	0~100mmAq	M	L	2	
ME-401	露点検出器	塩化リチウム式	E	L	1	
MR-401	記録計	-40~30°C	E	P	1	

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
貯蔵部M. S塔再生ガス循環系計装					
TE-405	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRCA-405	記録調節計	0~100°C	E	P	1 High Alarm Low Alarm
AV-414	流量調節弁	1/2 ^B	P	L	1
PT-407	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1
PI-407	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1
PA-407	警報設定器	Low Alarm	E	P	1
PG-404A, B	現場圧力指示計	1~1000Torr	M	L	2
PT-406	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1
PI-406	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1
PA-406	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
TE-406	温度検出器	熱電対CAウエル付 0~400°C	E	L	1
TRCA-406	記録調節計	0~400°C	E	P	1 High Alarm Low Alarm
ME-402	露点検出器	塩化リチウム式	E	L	1
MR-402	記録計	-40~30°C	E	P	1
貯蔵部結合水受槽					
LA-401A, B	液面警報器	接点式 $l_1=100\text{mm}$ $l_2=500\text{mm}$	E	L	2
バッファタンク廻り計装					
PT-408	圧力発信器	0~1000Torr 4~20mA	E	L	1
PI-408	指示計	4~20mA 0~1000Torr	E	P	1
PA-408	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
希ガス低圧圧縮機廻り計装					
PG-405A, B	現場圧力指示計	-1~10 kg/cm ² G	M	L	2
TE-407A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	2
TRA-407A, B	記録計	0~100°C	E	P	1 共用High Alarm

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
PT-409	圧力発信器	-1~10 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-409	指示計	4~20mA -1~10 kg/cm ² G	E	P	1
PA-409	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
希ガス貯槽廻り計装					
PT-410	圧力発信器	-1~10 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-410	指示計	4~20mA -1~10 kg/cm ² G	E	P	1
PA-410	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
希ガス高圧圧縮機廻り計装					
PG-406A, B	現場圧力指示計	0~50 kg/cm ² G	M	L	2
TE-408A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	2
TRA-408A, B	記録計	-	-	-	TRA-407と共用 High Alarm
PT-411	圧力発信器	0~50 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1
PI-411	指示計	4~20mA 0~50 kg/cm ² G	E	P	1
PA-411	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1
ボトリング用真空ポンプ廻り計装					
PT-407	真空計	ピラニ型	E	L	1
TE-409	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRA-409	記録計	-	-	-	TRA-407と共用 High Alarm

(6) 排気系

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
排気系1 外気吸込部計装					
TE-501	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRA-501	記録計	0~100°C 4点式	E	P	1 High Alarm付
排気系1 フィルター廻り計装					
PdS-501A, B	差圧スイッチ	0~100mmAq 設定可能	E	L	2
排気系1 給気送風機廻り計装					
TE-502	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-502	記録計	-	-	-	TRA-501と共用
排気系2 外気吸込部計装					
TE-505	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRA-505	記録計	0~100°C 4打点	E	P	1 High Alarm付
排気系2 フィルター廻り計装					
PdS-503A, B	差圧スイッチ	0~100mmAq 設定可能	E	L	2
排気系2 給気送風機廻り計装					
TE-506	温度検出器	測温抵抗体 Pt-100Ω 0~100°C	E	L	1
TR-506	記録計	-	-	-	TRA-505と共用
排気系1 排気HEPAフィルター廻り計装					
TE-503	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRA-503	記録計	-	-	-	TRA-501と共用
PdS-502A, B	差圧スイッチ	0~100mmAq 設定可能	E	L	2
排気系2 排気HEPAフィルター廻り計装					
TE-507	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	1
TRA-507	記録計	-	-	-	TRA-501と共用
PdS-504A, B	差圧スイッチ	0~100mmAq 設定可能	E	L	2
排気系1 排気送風機廻り計装					
PT-501	圧力発信器	-300mmAq~0 4~20mA	E	L	1
PI-501	指示計	4~20mA -300mmAq~0	E	P	1

計器記号	計器名称	計器仕様		取付位置	数量	備考
PA-502	警報設定器	High Alarm	E	L	1	
TE-508	温度検出器	测温抵抗体 Pt100Ω 0~100℃	E	L	1	
TR-508	記録計	—	—	—	—	TRA-505と共用

(7) 冷水塔設備

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考	
冷水塔廻り計装						
LC-51	液面検出器	フロート式レベルスイッチ	E	L	1	
TE-51, 52	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100℃	E	L	2	
TRA-51, 52	記録計	0~100℃ 4点式	E	P	1	High Alarm付 共用
TE-53	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100℃	E	L	1	
TRA-53	記録計	-	-	-	-	TRA-51 と共用
TE-54	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100℃	E	L	1	
TR-54	記録計	-	-	-	-	TRA-51 と共用
冷却水ポンプ廻り計装						
PG-51A~51C	現場圧力指示計	0~5 kg/cm ² G 接点付	M	L	3	Low Alarm
PT-51	圧力発信器	0~5 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	1	
PI-51	指示計	4~20mA 0~5 kg/cm ² G	E	P	1	
PA-51	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	1	
FT-51	流量発信器	0~1200m ³ /hr 4~20mA	E	L	1	
FI-51	指示計	4~20mA 0~1200m ³ /hr	E	P	1	
FA-51	警報設定器	Low Alarm	E	P	1	

(8) 冷凍機設備

計器記号	計器名称	計器仕様	取付位置	数量	備考
冷凍機廻り計装					
TE-61A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	2
TRA-61A, B	記録計	0~100°C	E	P	1 High Alarm付 共用
TE-62A, B	温度検出器	測温抵抗体 Pt100Ω 0~100°C	E	L	2
TR-62A, B	記録計	-	-	-	TRA-61と共用
低温冷却水ポンプ廻り計装					
PG-61A, B	現場圧力指示計	0~2 kg/cm ² G	M	L	2
PT-61A, B	圧力発信器	0~2 kg/cm ² G 4~20mA	E	L	2
PI-61A, B	指示計	4~20mA 0~2 kg/cm ² G	E	P	1 2点指示
PA-61A, B	警報設定器	High Alarm Low Alarm	E	P	2
低温冷却水タンク廻り計装					
LA-61A, B	液面検出器	接点式 $l_1=200$ $l_2=500$	E	L	4 2個/基

付録Ⅰ. 機器一覽表

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
(1) 压力容器・拡散筒						
T-101 A~J	廃ガス受入れ槽	10	横置円筒	60m ³ 3000ID×9036L D.P 10kg/cm ² G, D.T. 50C	SPV, 32	内面エポキシライニング
T-102	受入部ドレン液槽	1	たて置円筒	0.2m ³ 500ID×1460L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 50C	SUS304	
T-201 A, B	ヨウ素吸着塔	1+(1)	たて置円筒	0.57m ³ 700ID×2150L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 120C	SM41B	吸着材: AgX (40ℓ)
T-202 A, B	窒素酸化物水素反応塔	1	"	0.18m ³ 390ID×2000L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 350C	SB42	NO _x 還元触媒: Ti系 触媒(12ℓ) 水素, トリチウム, アン モニア酸化触媒: Pt- Al ₂ O ₃ (11ℓ)
T-203 A, B	トリチウム水槽	2	"	0.5m ³ 750ID×1625L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 50C	SUS304	
T-204 A~D	前処理部M, S塔	4	"	0.59m ³ 700ID×1960L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 350C	"	モレキュラーシーブ : 205kg/基
T-205	ルテニウム吸着塔	1	"	0.52m ³ 830ID×1430L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 50C	SU41B	HZO-1 (Hydrous Zirconium oxide): (233ℓ)
T-206	廃ガス供給槽	1	横置円筒	18m ³ 2200ID×5500L D.P 2kg/cm ² G, D.T. 50C	SUS304	
T-401	酸素水素結合器	1	"	1 1/2 B sch 20S×580L D.P 1.5kg/cm ² G, D.T. 200C	"	水素酸化触媒: Pd- Al ₂ O ₃ (0.2ℓ)

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
T-402 A, B	貯蔵部結合水受槽	2	たて置円筒	30φ 300φ×760L D.P 2kg/cm ² G, D.T.50C	SUS304	
T-403 A, B	貯蔵部M.S塔	2	"	3B sch 20S×1660L D.P 1.5kg/cm ² G, D.T.350C	"	モレキュラーシーブ: 400kg/基
T-404	バッファタンク	1	"	1.3m ³ 900φ×2310L D.P 2kg/cm ² G, D.T.50C	"	
T-405	希ガス貯槽	1	"	6.3m ³ 1400φ×4610L D.P 6kg/cm ² G, D.T.100C	"	
T-61 A, B	冷却水槽	1+(1)	"	1.0m ³ 900φ×2190L D.P 2kg/cm ² G, D.T.50C	SM41B	
D-301 ~325	拡散筒	25	横置円筒	隔膜60m ² 1140φ×3100L D.P 5kg/cm ² G, D.T.50C	シェル: SUS304 隔膜: SUS304+Al ₂ O ₃	
(2) 加熱器・熱交換器						
H-201	入口廃ガス加熱器	1	横置シースヒータ	10kW 300φ×2290L D.P 2kg/cm ² G, D.T.150C	シース: SUS304 シェル: "	
H-202	予熱器	1	たて置 シェル&チューブ	固定管板24m ² , 450φ×3000L D.P.S&T 2kg/cm ² G, D.T.S&T 400C	シェル: SB42 チャネル: SB42 チューブ: STPT38	チューブ25.4OD× 2.0t×2000L
H-203	ガス加熱器	1	横置シースヒータ	18kW 400φ×2290L D.P 2kg/cm ² G, D.T.400C	シース: SUS304 シェル: SB42	
H-204	冷却凝縮器	1	たて置 シェル&チューブ	固定管板20m ² 400φ×3300L D.P S&T 2kg/cm ² G, D.T S=50C, T=200C	シェル: SM41B チャネル: SUS304 チューブ: "	チューブ25.4 OD× 2.0t×2000L

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
H-205	MS塔再生用ガス予熱器	1	たて置 シェル&チューブ	固定管板 12m ² 350φ×2810L D.P. S&T 2kg/cm ² G, D.T. S&T 350C	シェル: SUS304 チャネル: " チューブ: "	チューブ 25.4OD× 2.0t×2000L
H-206	モレキユラーション塔 再生ガス冷却凝縮器	1	横置 シェル&チューブ	18kW 400φ×2290L D.P. 2kg/cm ² G, D.T. 350C	シェル: SUS304 チューブ: SUS304	
H-207	M.S塔再生ガス冷却凝縮器	1	たて置 シェル&チューブ	固定管板 13m ² 381φ×2800L D.P. S&T 2kg/cm ² G, DT S=50C, T=150C	シェル: SM41B チャネル: SUS304 チューブ: SUS304	チューブ 25.4OD× 2.0t×2000L
H-401	希ガス加熱器	1	ラインヒーター	1 kW D.T. 200C	シェル: SUS304	
H-402	希ガス冷却器	1	横置二重管式	0.083m ³ 800L×2段 内管 1 1/2 B sch 20S, 外管 1 B D.P. S=3, T=2kg/cm ² G, D.T. S=50C, T=200C	内管: SUS304 外管: SGP	
H-403	希ガス冷却凝縮器	1	横置二重管式	0.083m ³ 800L×2段 内管 1 1/2 B sch 20S, 外管 1 B D.P. S&T 2kg/cm ² G, D.T. S=50C, T=100C	内管: SUS304 外管: SGP	
H-404	貯蔵部M.S塔再生ガス 冷却凝縮器	1	横置二重管式	0.083m ³ 800L×2段 内管 1 1/2 B sch 20S, 外管 1 B D.P. S&T 2kg/cm ² G, D.T. S=50C, T=350C	内管: SUS304 外管: SGP	
H-405 A, B	貯蔵部M.S塔希ガス加 熱器	2	ラインヒーター	1 kW D.T. 350C	シェル: SUS304	
H-51 A, B	冷水塔	2	充てん式	1000m ³ /H 8.7W×7.5L×5.8H×2基	充てん材硬質塩ビ	
H-61 A, B	冷凍機	1+(1)	レシプロ型	熱量 30,000k.cal/hr 流量 22m ³ /hr 出口温度 5℃以下	C.S	

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
H-301A 302A	拡散筒圧縮機 クーラ (中間冷却器)	2	横置円筒固定管板式	25m ² 400φ×1600L D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=250, T=50°C	シユル: SUS304 チャネル: SS41 チューブ: Dent	チューブ190D×2t ×1000L
H-301B 302B	" (後方冷却器)	2	"	30m ² 420φ×1650 D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=250, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1030L "
H-303A 304A	" (中間冷却器)	2	"	35m ² 430φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=250, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1050L "
H-303B 304B	" (後方冷却器)	2	"	42m ² 470φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=250, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1090L "
H-305A 306A	" (中間冷却器)	2	"	45m ² 480φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=200, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1130L "
H-305B 306B	" (後方冷却器)	2	"	55m ² 500φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=200, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1230L "
H-307A ~325A	" (中間冷却器)	19	"	50m ² 500φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=200, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1200L "
H-307B ~325B	" (後方冷却器)	19	"	60m ² 530φ× D.P S=2, T=5kg/cm ² G, D.T S=200, T=50°C	"	チューブ190D×2t ×1250L "
(3) 圧縮機・送風機・真空ポンプ等						
C-101 A, B	受入部 廃ガス圧縮機	1+(1)	往復動型無給油	吸込1.0kg/cm ² ads, 吐出3.0kg/cm ² ads 4.7 Nm ³ /min	SUS304	水冷

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
C-102	受入部 非常時用廃ガス圧縮機	1	往復動型無給油	吸込1.0 kg/cm ² a. s., 吐出11.0 kg/cm ² abs 4.7 Nm ³ /min	SUS304	水冷
C-103	" 真空ポンプ	1	往復動(スライド 弁)無給油	到達真空度 1 Torr 排気速度 10 m ³ /min	"	"
C-201 A, B	前処理部 M. S 塔再生ガス送風機	1+(1)	ルーツ型	圧力1.0/1.1~1.5/1.6 kg/cm ² abs 3.4 Nm ³ /min	"	"
C-301 ~325	拡散筒圧縮機	25	ターボ型	圧力100/700Torr, 流量1190~2130mol/ min 段数2段, 羽根半径480φ+320φ 電動機両軸端駆動 1段増速	接ガス SUS304 ギャボックスSS41	水冷
C-326	拡散ガス抜き出しポンプ	1+(1)	往復動(プレート 弁)無給油	吸込95Torr, 吐出800Torr 流量3.57 Nm ³ /min	C.S	"
C-327	シールガス圧縮機	1+(1)	" 無給油	圧力1.0/3.0 kg/cm ² abs 流量100Nℓ/min	"	ベビコン 空気槽70ℓ
C-328 A, B	シールガス系真空ポンプ	1+(1)	油回転ポンプ	排気速度 600ℓ/min 圧力 50mmHg以下	"	"
C-401 A, B	希ガス抜き出しポンプ	1+(1)	ロータリー型 無給油	吸込700Torr, 吐出760Torr 流量4.3 Nℓ/min	SUS304	"
C-402 A, B	希ガス循環ポンプ	1+(1)	ロータリー型 無給油	吸込700Torr, 吐出750Torr 30Nℓ/min	SUS304	"
C-403 A, B	貯蔵部 M. S 塔再生ガス送風機	1+(1)	"	吸込1.0 kg/cm ² abs, 吐出1.05 kg/cm ² abs 流量4 Nℓ/min	"	"
C-404 A, B	希ガス低圧圧縮機	1+(1)	往復動	吸込550Torr, 吐出4 kg/cm ² G 流量54Nℓ/min	"	"
C-406	ボトリング用真空ポンプ	1	油回転ポンプ	到達真空度0.1 Torr以下 排気速度18ℓ/min	"	"

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
C-501 A, B	排気系1 給気送風機	1+(1)	ターボ	吸込:大気, 吐出100mmAg 排気速度18ℓ/min	C.S	
C-502 A, B	" 排気	1+(1)	"	吸込: ~200mmAg, 吐出:大気 流量1640m ³ /min (常温)	"	
C-503 A, B	排気系2 給気送風機	1+(1)	"	吸込:大気, 吐出100mmAg 流量880m ³ /min (常温)	"	
C-504 A, B	" 排気	1+(1)	"	吸込-200mmAg, 吐出:大気 流量880m ³ /min (常温)	"	
P-101	受入部ドレン液ポンプ	1+(1)	ブランジヤー	ヘッド10mH ₂ O 流量2m ³ /Hr	SUS304	
P-102 A, B	トリチウム水移送ポンプ	1+(1)	"	ヘッド10mH ₂ O 流量2m ³ /Hr	"	
P-51 A, B, C	冷却水ポンプ	2+(1)	遠心式	ヘッド25mH ₂ O 流量457m ³ /H	FC20	
P-61 A, B	低温冷却水ポンプ	1+(1)	"	ヘッド10mH ₂ O 流量25m ³ /Hr	"	
P-71	床ドレンポンプ	1	水中ポンプ	ヘッド10mH ₂ O 流量5m ² /H	SUS304	
(4) セパレーター類						
S-101	入口廃ガスデミスター	1	ワイヤーメッシュ	8BS山20S メッシュ:SL型(200H)	メッシュ:SUS316L SUS304	
S-102 A~J	T-101 A~J ドレンセパレーター	10	浮子式	取合1/2B D.P10kg/cm ² G, D.T 50℃	SUS304	スチームトラップ式

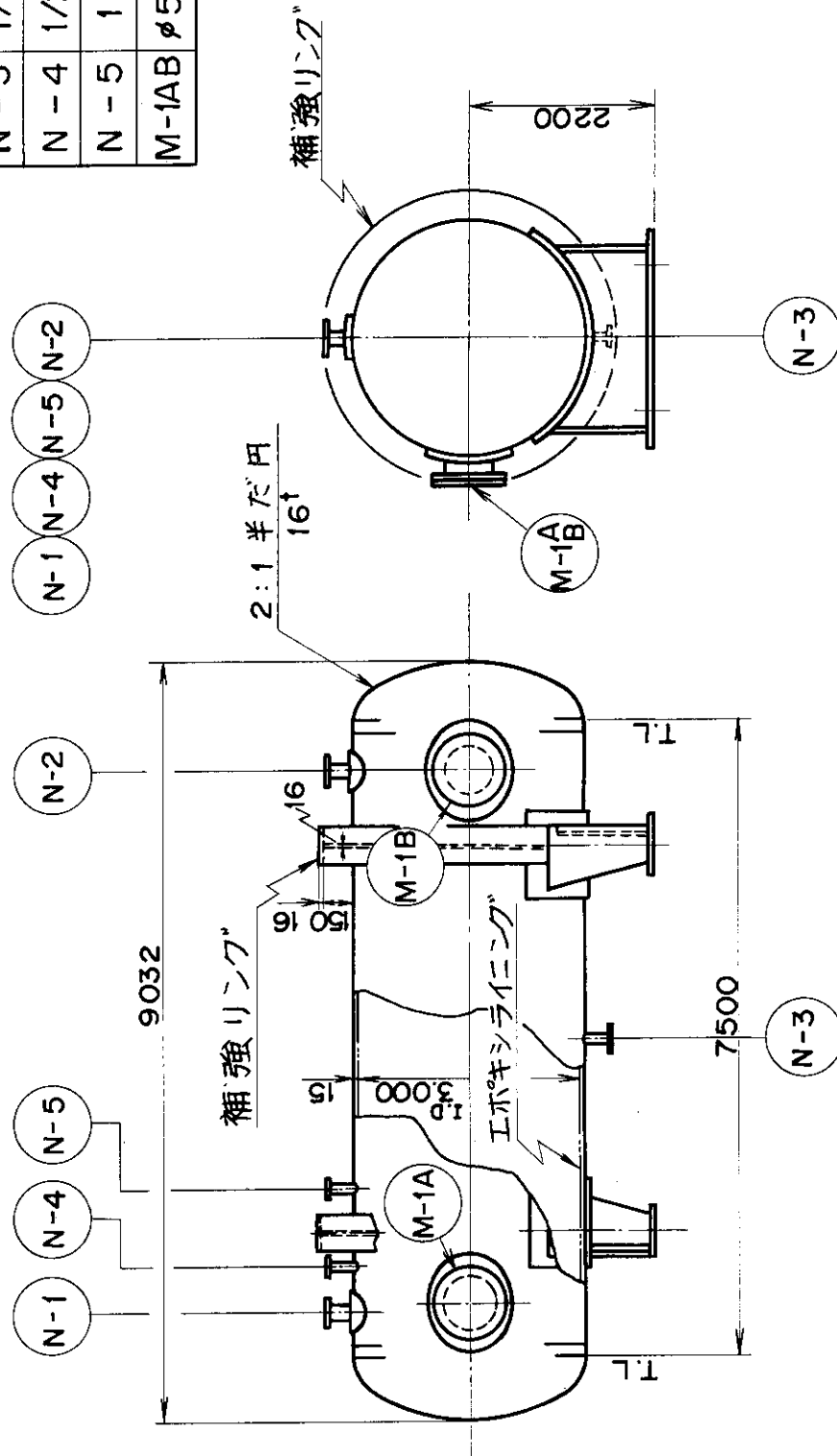
機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
S-103 A, B	H-101A, B ドレンセパレーター	1+(1)	浮子式	取合 1/2 B D.P 2 kg/cm ² G, D.T 50°C	SUS304	スチームトラップ式
S-104	H-102 ドレンセパレーター	1	"	取合 1/2 B D.P 10 kg/cm ² G, D.T 50°C	"	"
S-105	C-103 オイルセパレーター	1	活性炭式	D.P 2 kg/cm ² G, D.T 50°C	C.S	
S-201	廃ガスデミスター	1	ワイヤーメッシュ	8 B sch 20 メッシュ: SH型 (200H)	メッシュ: SUS316L SUS304	
S-202	M.S塔 再生ガスデミスター	1	"	8 B sch 20 S メッシュ: SH型 (200H)	" "	
S-401	希ガスデミスター	1	"	1 B sch 20 S メッシュ: SH型 (200H)	" "	
S-404	貯蔵部 M.S塔 再生ガスデミスター	1	"	1 B sch 20 S メッシュ: SH型 (200H)	" "	
S-403	B-406 オイルセパレーター	1	活性炭式	D.P 2 kg/cm ² G, D.T 50°C	SUS304	
(5) フィルター						
F-201 A, B	フィルター No.1	1+(1)	たて置角型	プレフィルター 305口×10L, HEPAフィルター 305口×150L 捕集効率 0.3μ 99.97%	容器 C.S フィルター: グラス フレ: 不織布	風量 3.6 m ³ /min
F-202 A, B	フィルター No.1	1+(1)	"	同上	同上	"
F-501 A, B	排気系 1 給気エアフィルター	1+(1)	組立て式 (Wパンク)	エアフィルター (Hi-CAPフィルター) 610口×381L×25ヶ	外枠 S.S	風量 1640 m ³ /min

機番	名称	数量 (予備数)	型式	概略仕様	主要部材質	備考
F-502 A, B	排気系1 排気HEPAフィルター	1+(1)	組立て式 (Wパンク)	プレフィルター(CP-9A)610口×295L×30ヶ HEPAフィルター(1A-1250)610口×762× ×292L×40ヶ	外枠C.S	風量 1640m ³ /min
F-503 A, B	排気系2 給気エアフィルター	1+(1)	組立て式 (フラットシク)	エアフィルター(Hi-CAPフィルター) 610口×381L×15ヶ	同上	風量 880m ³ /min
F-504 A, B	排気系2 排気HEPAフィルター	1+(1)	"	プレフィルター(CP-9A) 15ヶ HEPAフィルター(1A-1250) 25ヶ 捕集効率0.3μ 99.97%	同上	"
(6) ミキサー						
M-201	アンモニアミキサー	1	スクウェアミキサー	3B×2ユニット	C.S	
M-401	水素ミキサー	1	"	1/2B×3ユニット	SUS304	
(7) 潤滑油ユニット						
P301 A, B P305 A, B	潤滑油ポンプ	5+(6)	速心式	容量900ℓ/min×3.5kg/cm ² G	FC	電動機, 三相誘導電動機 15kW×4P×200V ×50Hz×3相
H326 H330	" 冷却器	5	シェル&チューブ 固定管板式	流量900ℓ/min, 伝熱面積 70m ²	SS41 DCUT	
F301 F305	" フィルター	5	ノッチワイヤ式	容量900ℓ/min, 戸適能力 2.5μ	SS41 SUS304	
T-301 T-305	潤滑油タンク	5	銅板溶接	容量 6500ℓ	SS41	
T-306 T-310	" ヘッドタンク	5	"	容量 1500ℓ	"	

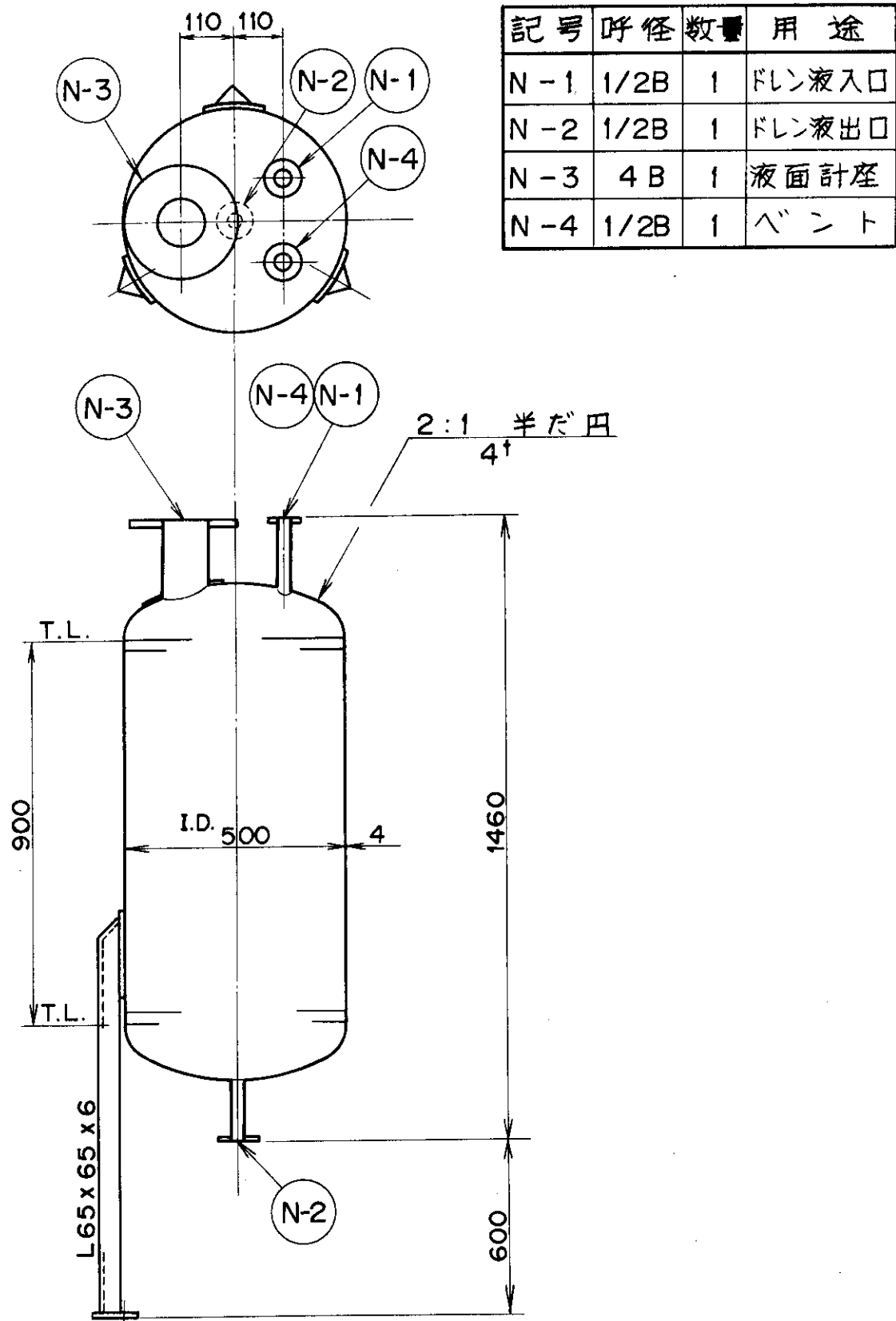
付録Ⅲ. 主要機器のスケルトン

- 図Ⅲ-1 : 廃ガス受入槽 (廃ガス受入系)
- 2 : ドレン液槽 (廃ガス受入系)
- 3 : ヨウ素吸着塔 (前処理系)
- 4 : 窒素酸化物水素反応塔 (前処理系)
- 5 : トリチウム水槽 (前処理系)
- 6 : モレキュラーシープ塔 (前処理系)
- 7 : ルテニウム吸着塔 (前処理系)
- 8 : 廃ガス供給槽 (前処理系)
- 9 : 酸素水素結合器 (貯蔵系)
- 10 : 結合水受槽 (貯蔵系)
- 11 : モレキュラーシープ塔 (貯蔵系)
- 12 : バッファタンク (貯蔵系)
- 13 : 希ガス貯槽 (貯蔵系)
- 14 : 冷却水槽
- 15 : 予熱器 (前処理系)
- 16 : 冷却凝縮器 (前処理系)
- 17 : モレキュラーシープ再生用ガス予熱器 (前処理系)
- 18 : モレキュラーシープ再生用ガス冷却凝縮機 (前処理系)
- 19 : 圧縮機の間接冷却器および後方冷却器
- 20 : 希ガス冷却器, 希ガス冷却凝縮器およびモレキュラーシープ再生用ガス冷却凝縮器 (貯蔵系)
- 21 : 圧縮機用潤滑油ユニット
- 22 : 拡散筒構造
- 23 : 拡散筒内の隔膜配列
- 24 : 拡散筒圧縮機組立図
- 25 : 拡散筒圧縮機軸封機構

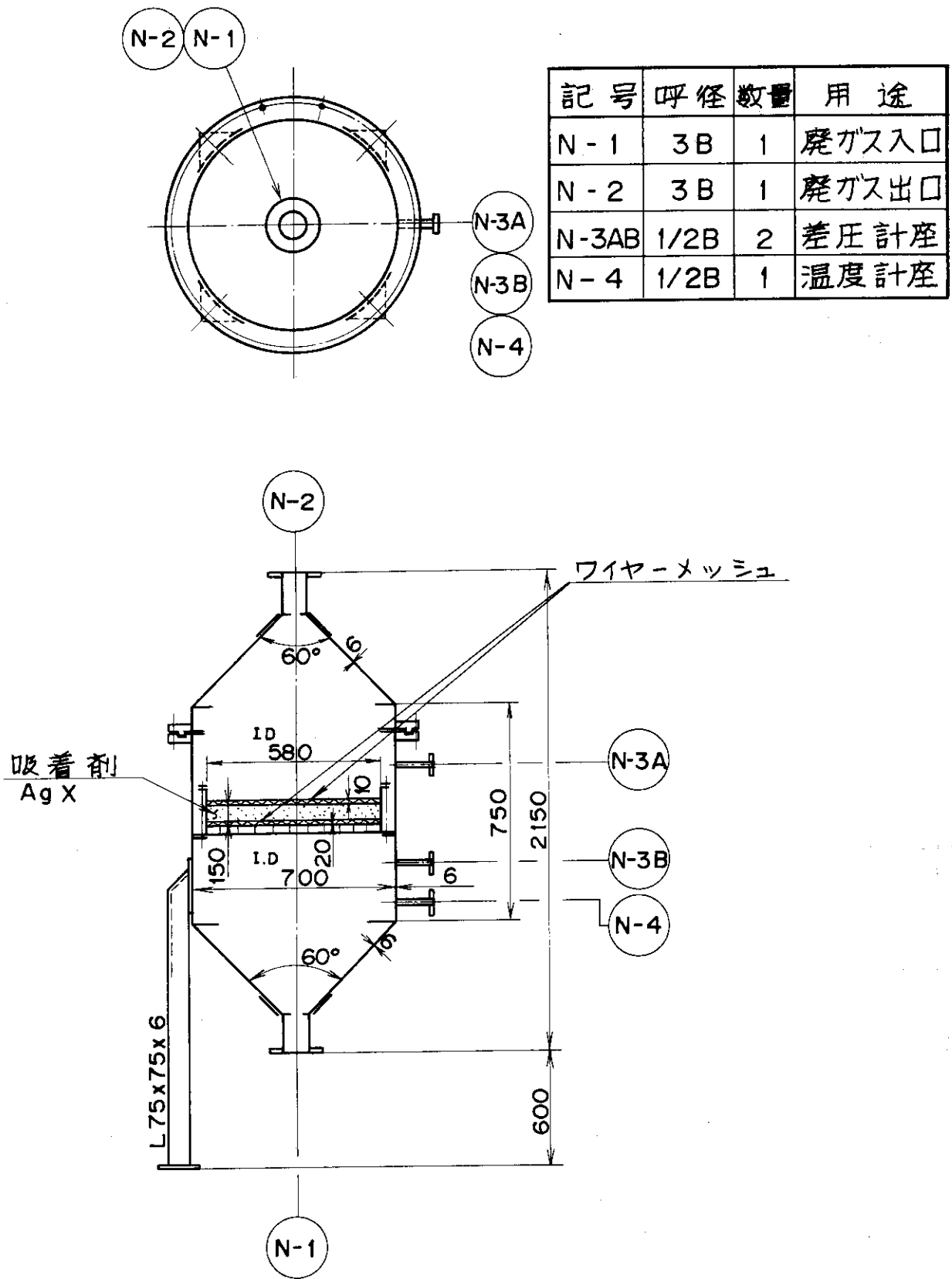
記号	口径	数量	用途
N-1	3B	1	廃ガス入口
N-2	3B	1	廃ガス出口
N-3	1/2B	1	ドレン
N-4	1/2B	1	圧力計座
N-5	1B	1	排気入口
M-1AB	φ500	2	マンホール



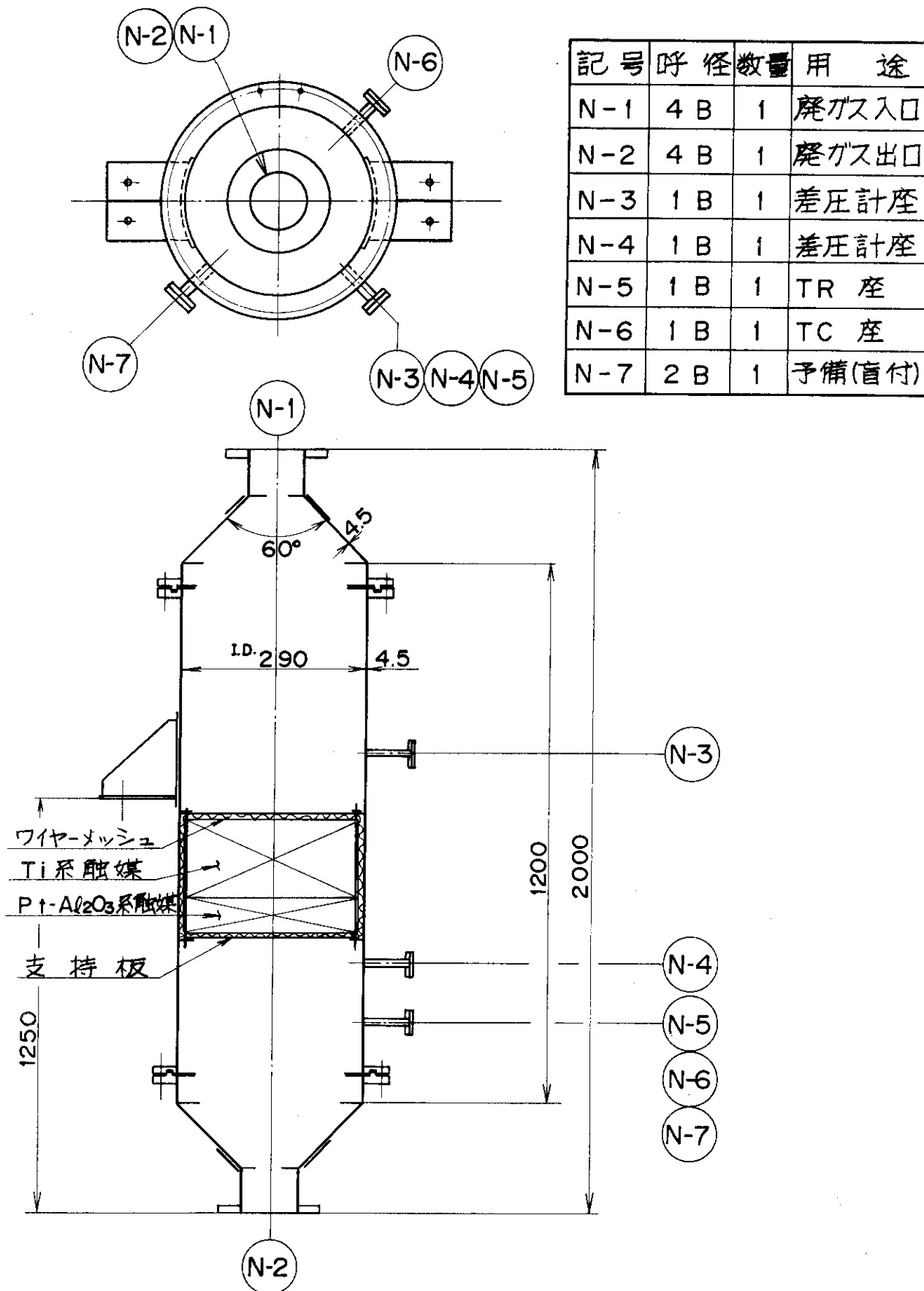
図III-1 廃ガス受入れ槽 (T-101A~J)



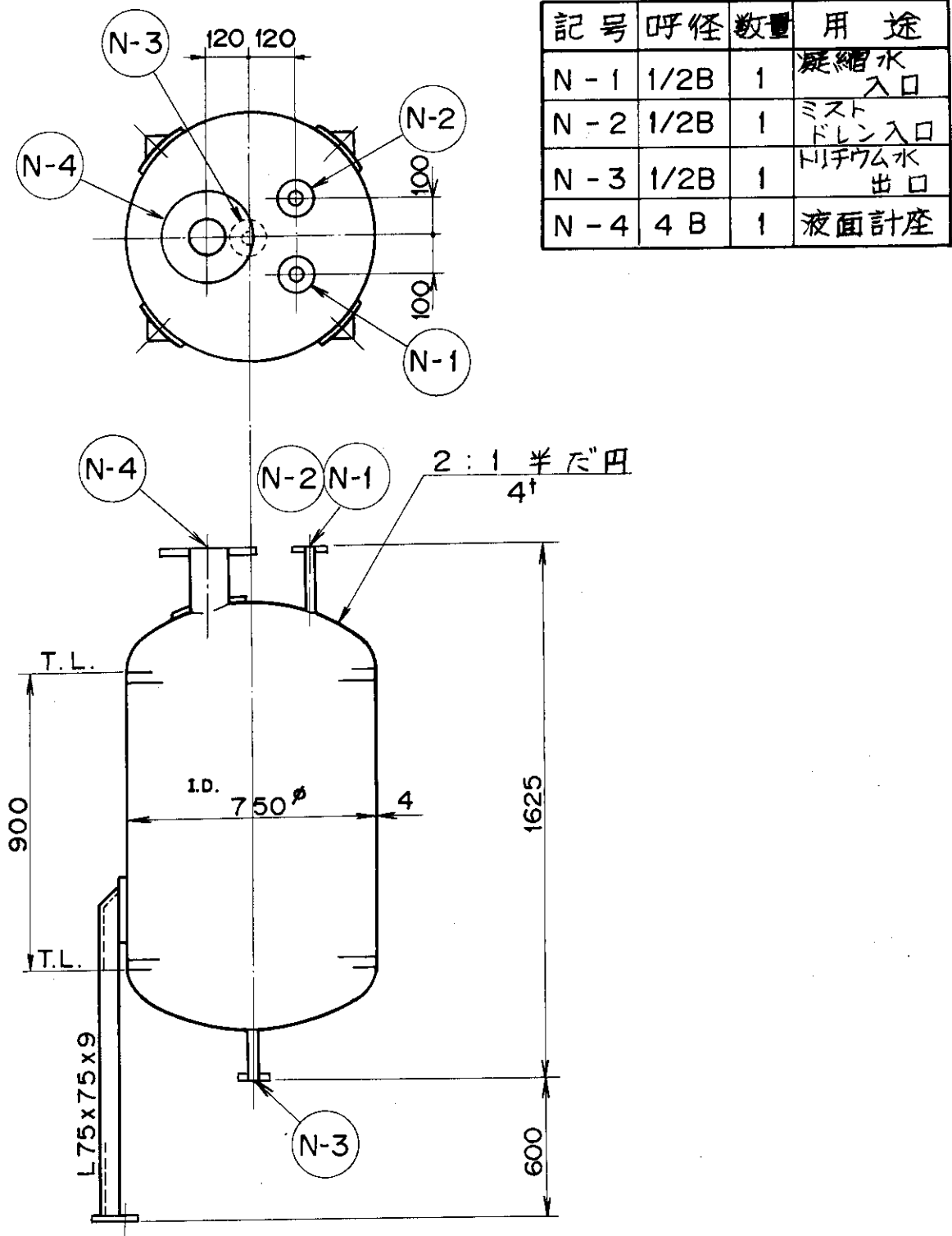
図Ⅲ-2 受入れ系ドレン液槽 (T-102)



図III-3 ヨウ素吸着塔 (T-201AB)



図III - 4 窒素酸化物水素反応塔 (T-202)



記号	呼径	数量	用途
N-1	1/2B	1	凝縮水入口
N-2	1/2B	1	ミストドレン入口
N-3	1/2B	1	トリチウム水出口
N-4	4B	1	液面計座

図 III - 5 トリチウム水槽 (T-203AB)

記号	呼径	数量	用途
N-1	4B	1	廃ガス入口
N-2	4B	1	廃ガス出口
N-3AB	1/2B	2	差圧計座
N-4	1/2B	1	温度計座

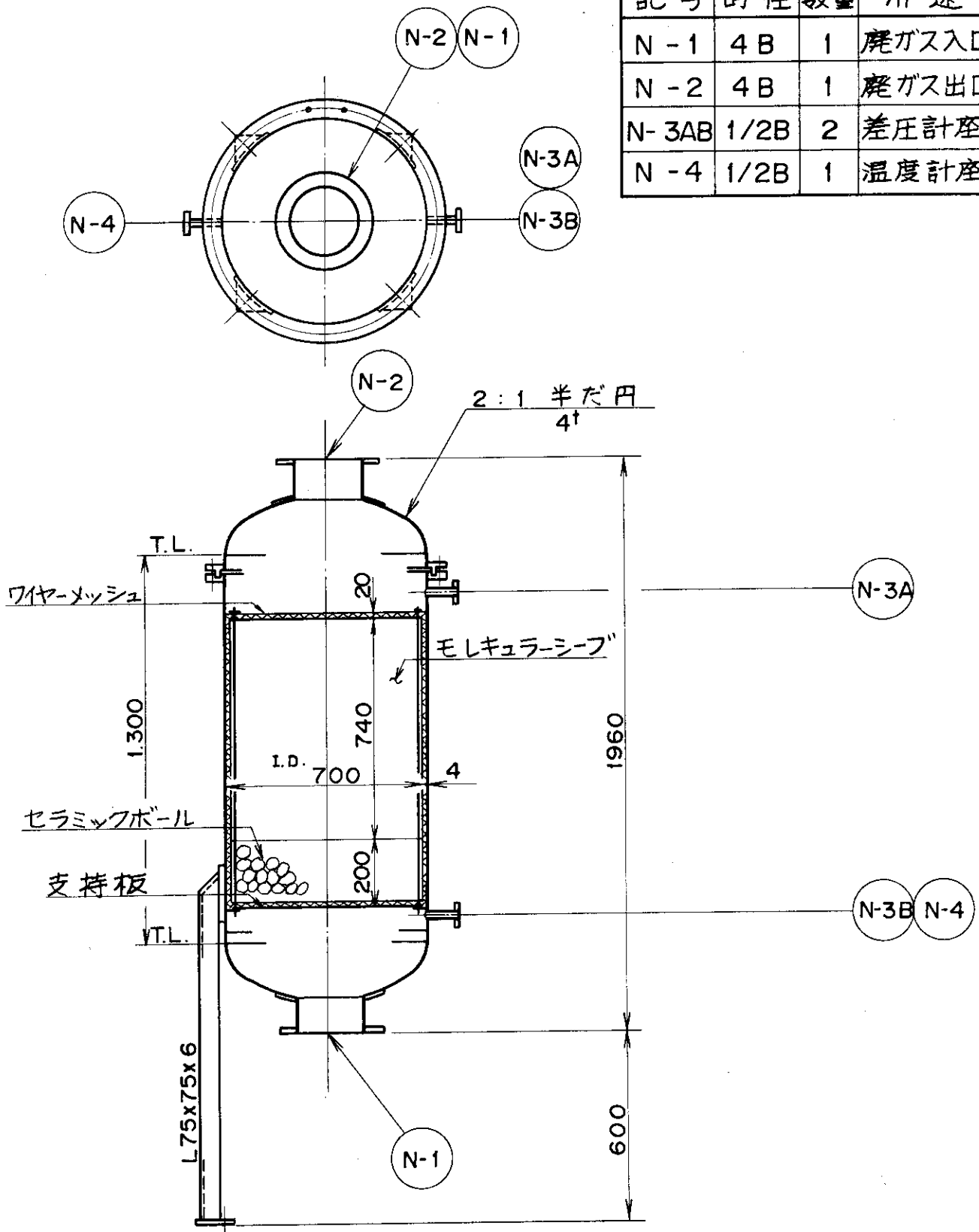
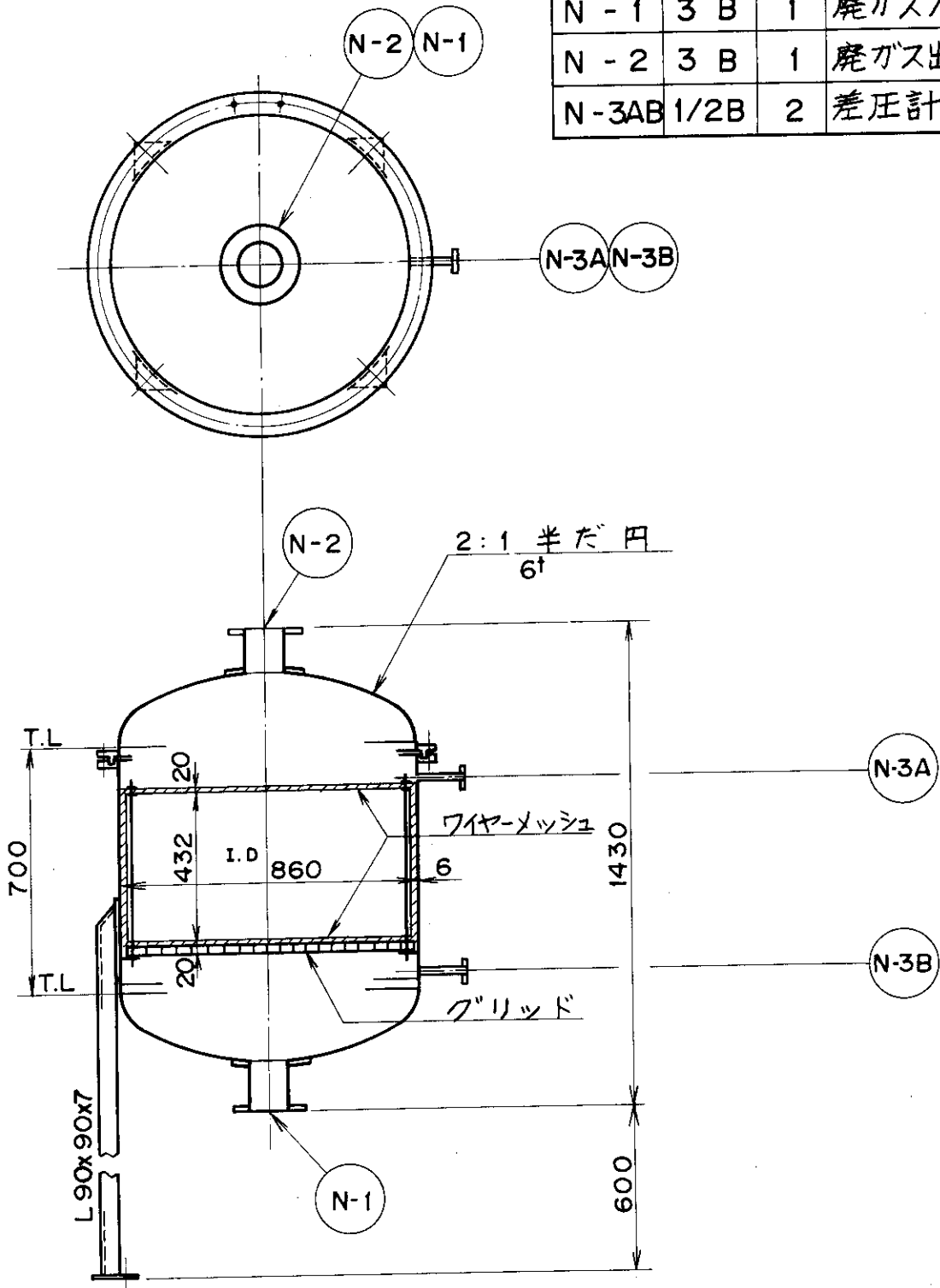


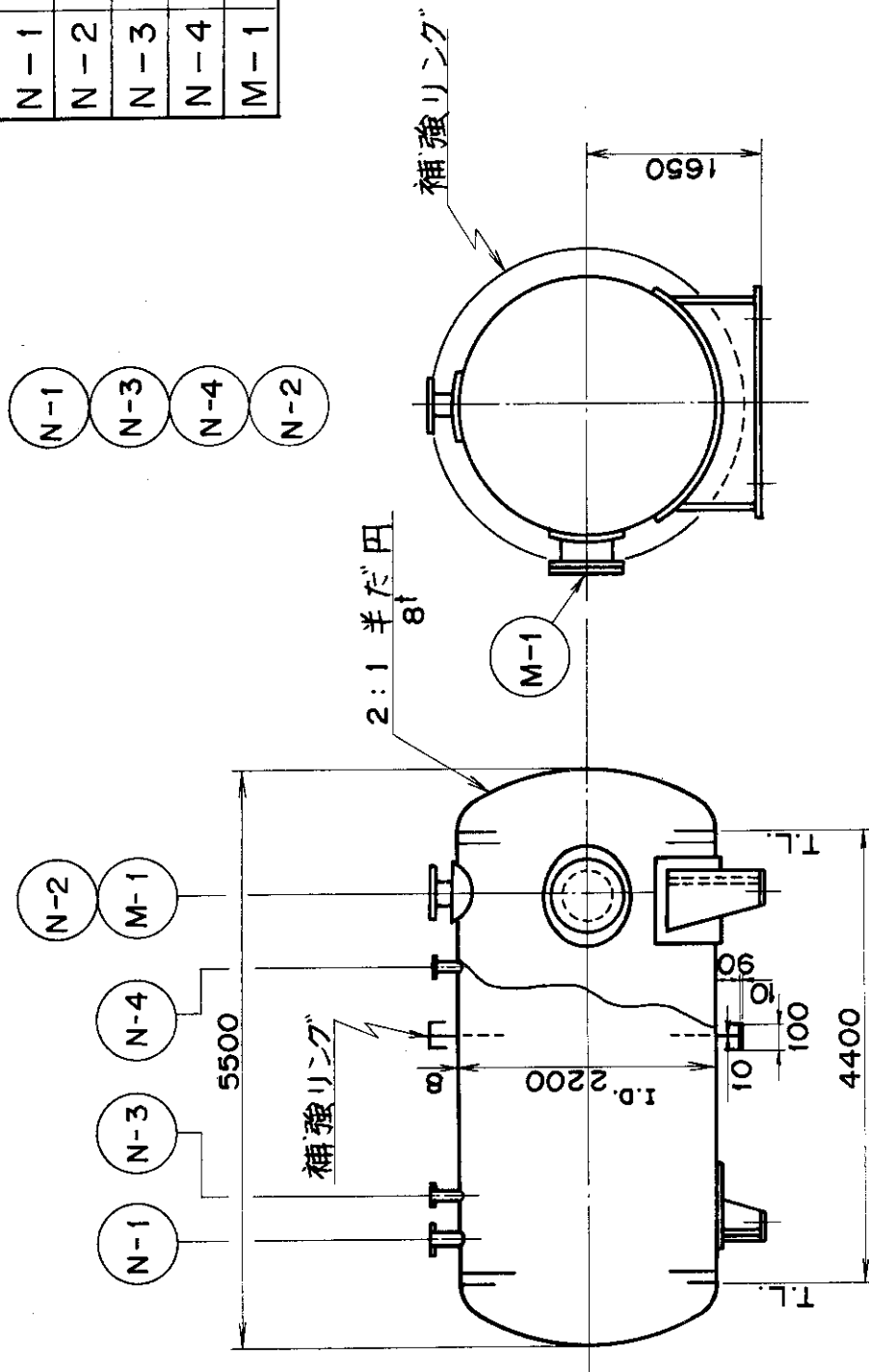
図 III - 6 前処理部モレキュラーシブ塔 (T-204A~D)

記号	呼径	数量	用途
N-1	3 B	1	廃ガス入口
N-2	3 B	1	廃ガス出口
N-3A/B	1/2B	2	差圧計座



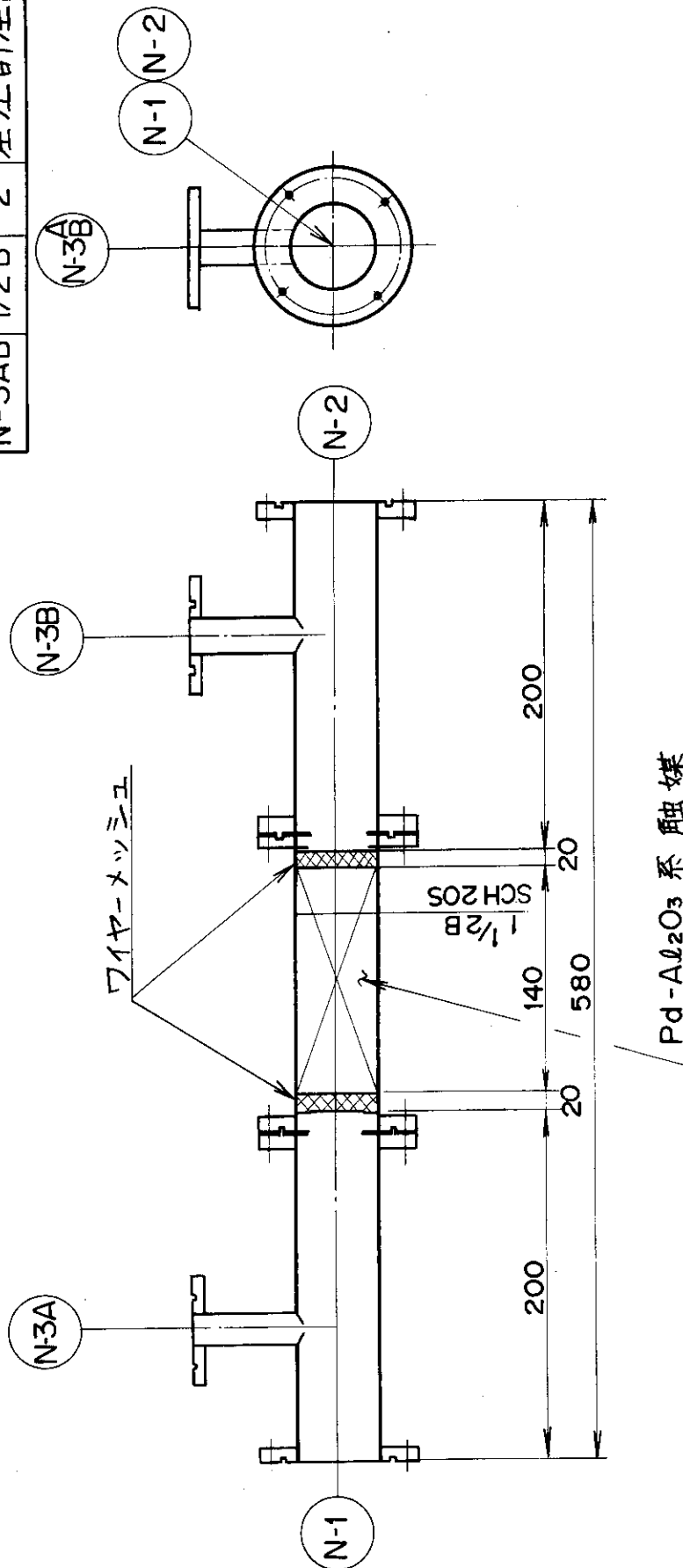
図Ⅲ-7 ルテニウム吸着塔 (T-205)

記号	口径	数量	用途
N-1	3 B	1	廃ガス入口
N-2	4 B	1	廃ガス出口
N-3	1/2 B	1	圧力計座
N-4	1 B	1	排 気
M-1	φ500	1	マンホール

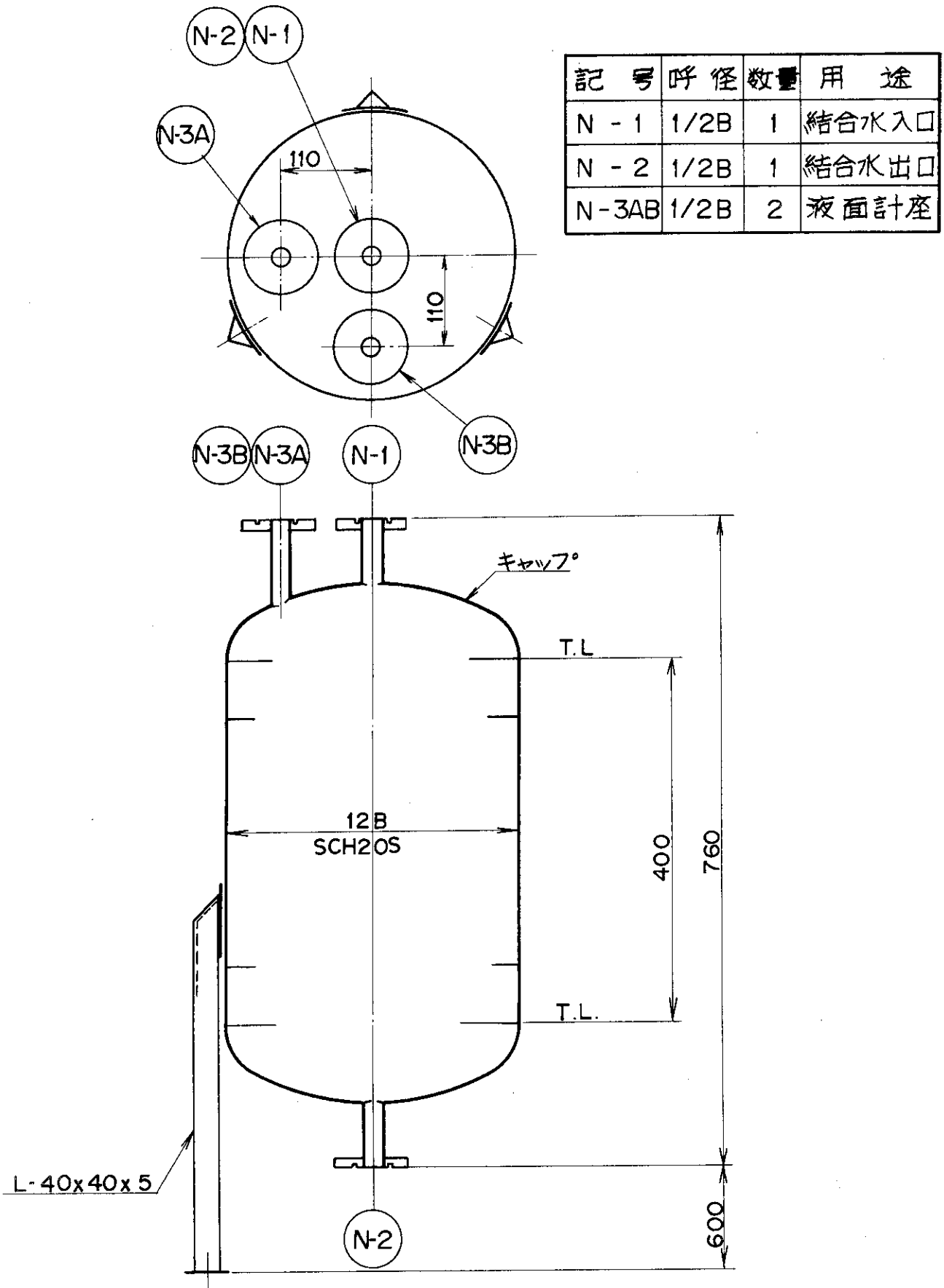


図III-8 廃ガス供給槽 (T-206)

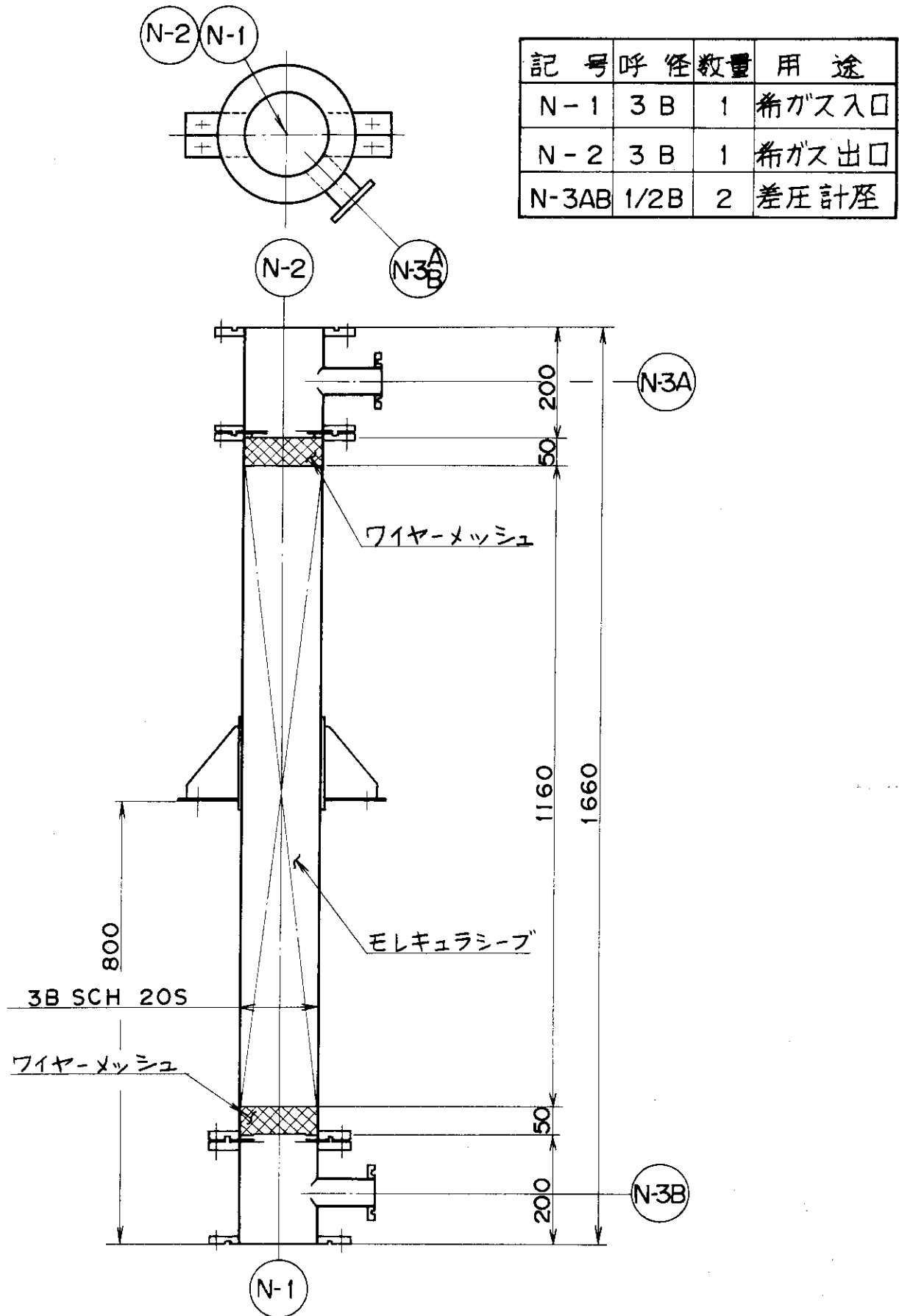
記号	口径	数量	用途
N-1	1/2B	1	希ガス入口
N-2	1/2B	1	希ガス出口
N-3AB	1/2B	2	差圧計座



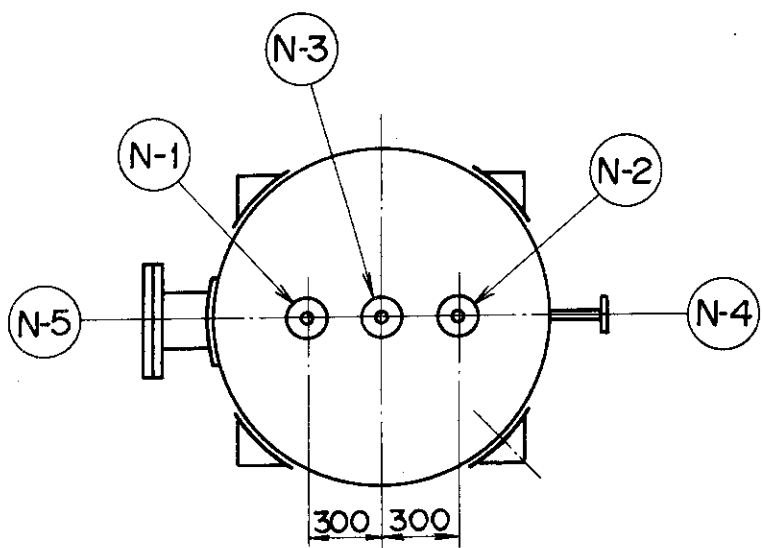
図III-9 酸素水素結合器 (T-401)



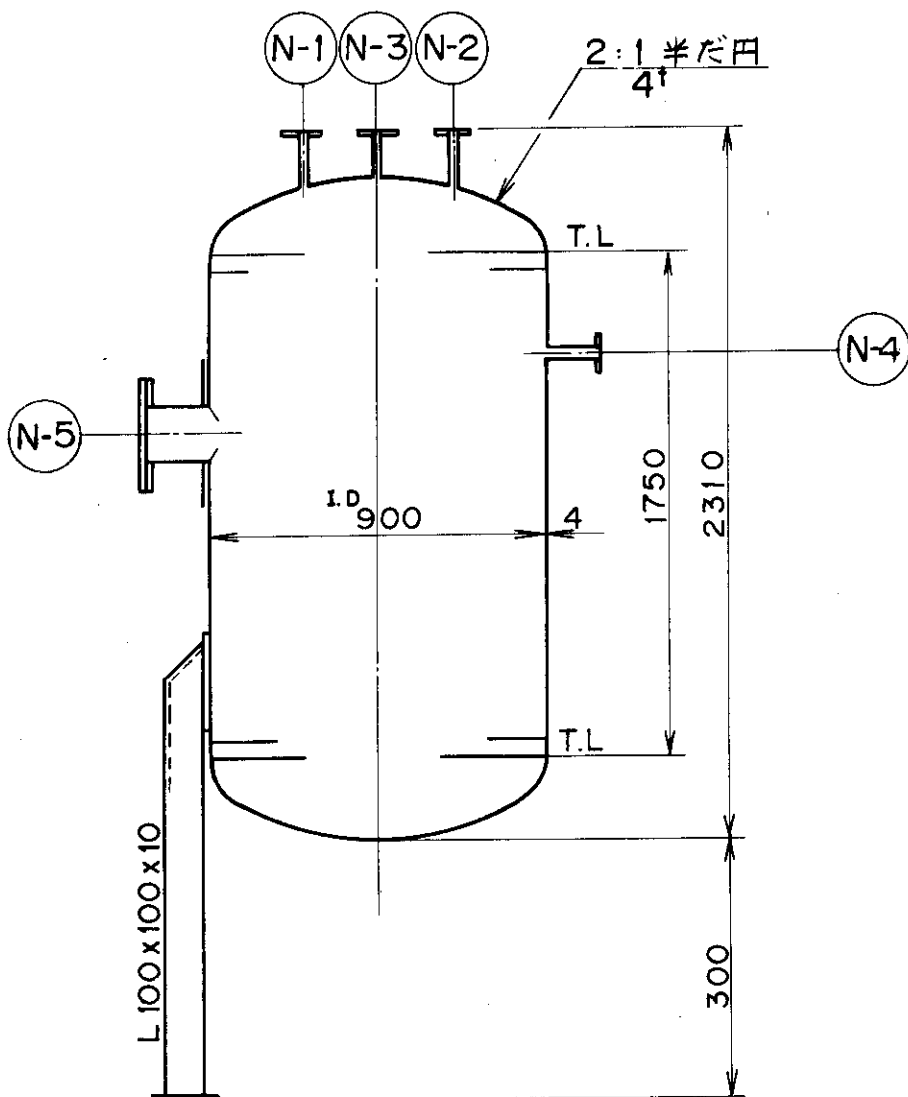
図III-10 貯蔵系結合水受槽 (T-402AB)



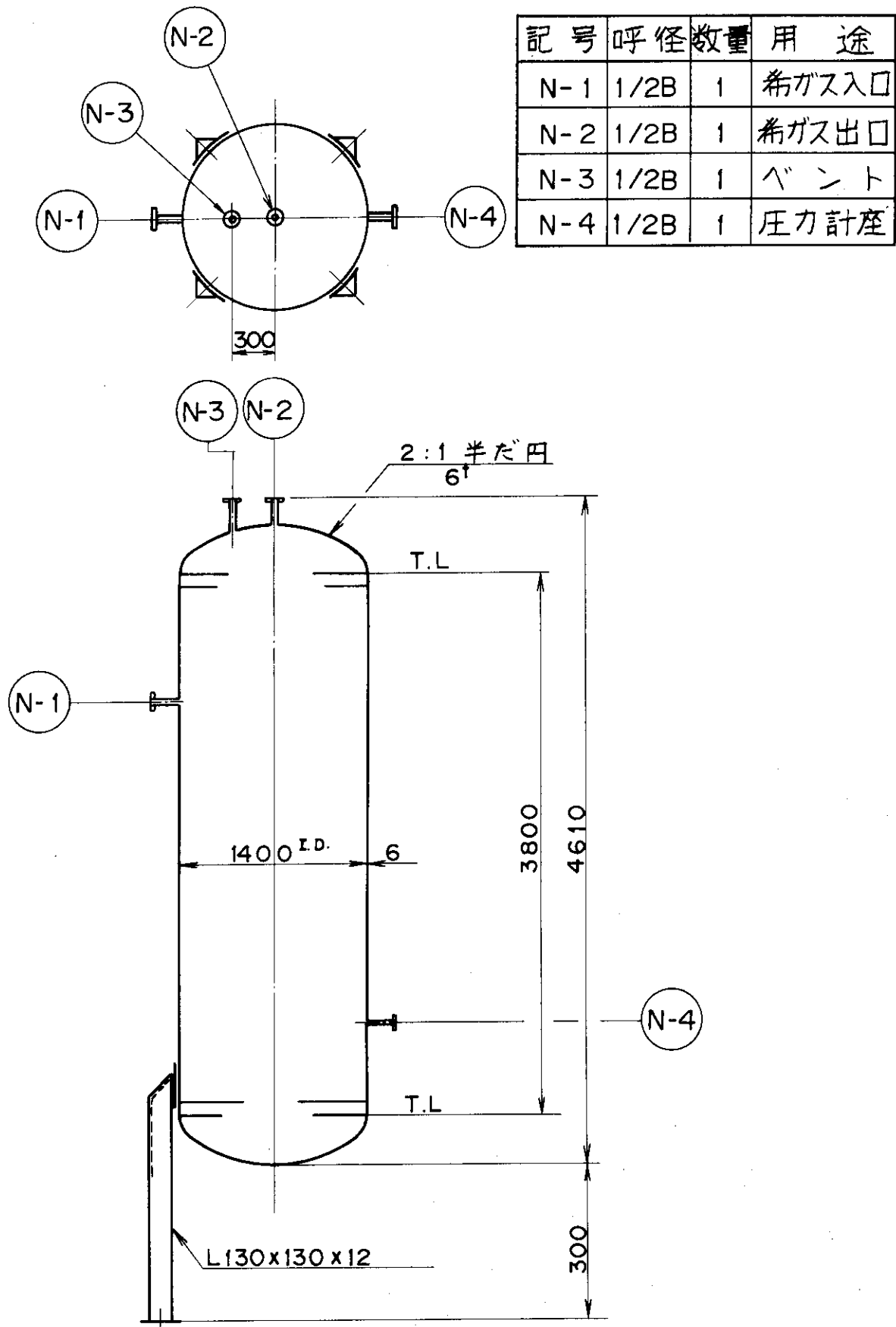
図III-11 貯蔵系モレキュラシーブ塔 (T-403AB)



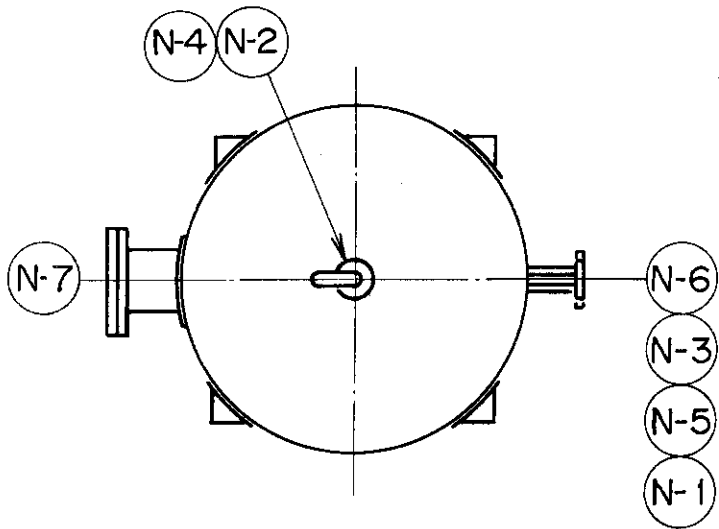
記号	呼径	数量	用途
N-1	1/2B	1	希ガス入口
N-2	1/2B	1	希ガス出口
N-3	1/4B	1	希ガス入口
N-4	1/4B	1	圧力計座
N-5	8B	1	検査孔



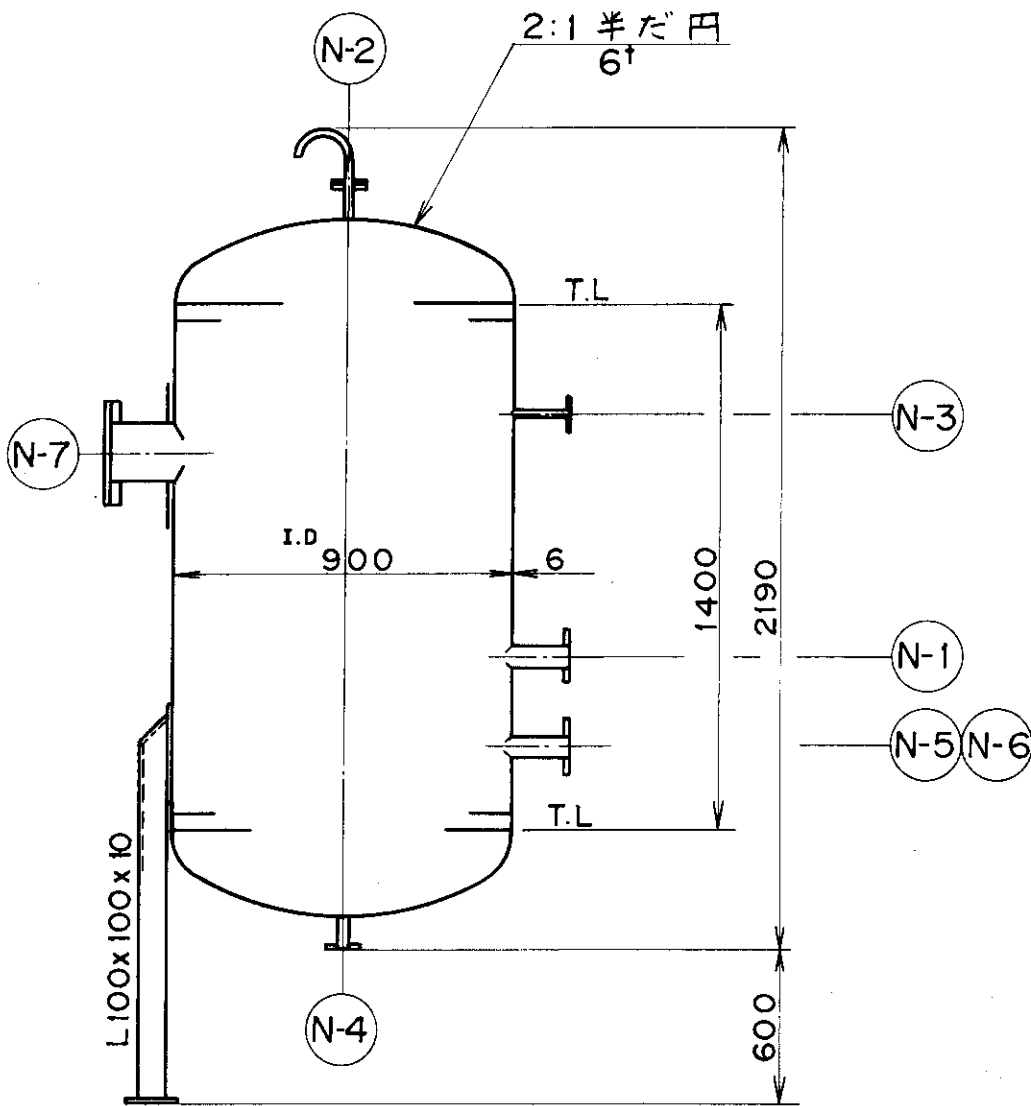
図Ⅲ-12 貯蔵系バッファタンク (T-404)



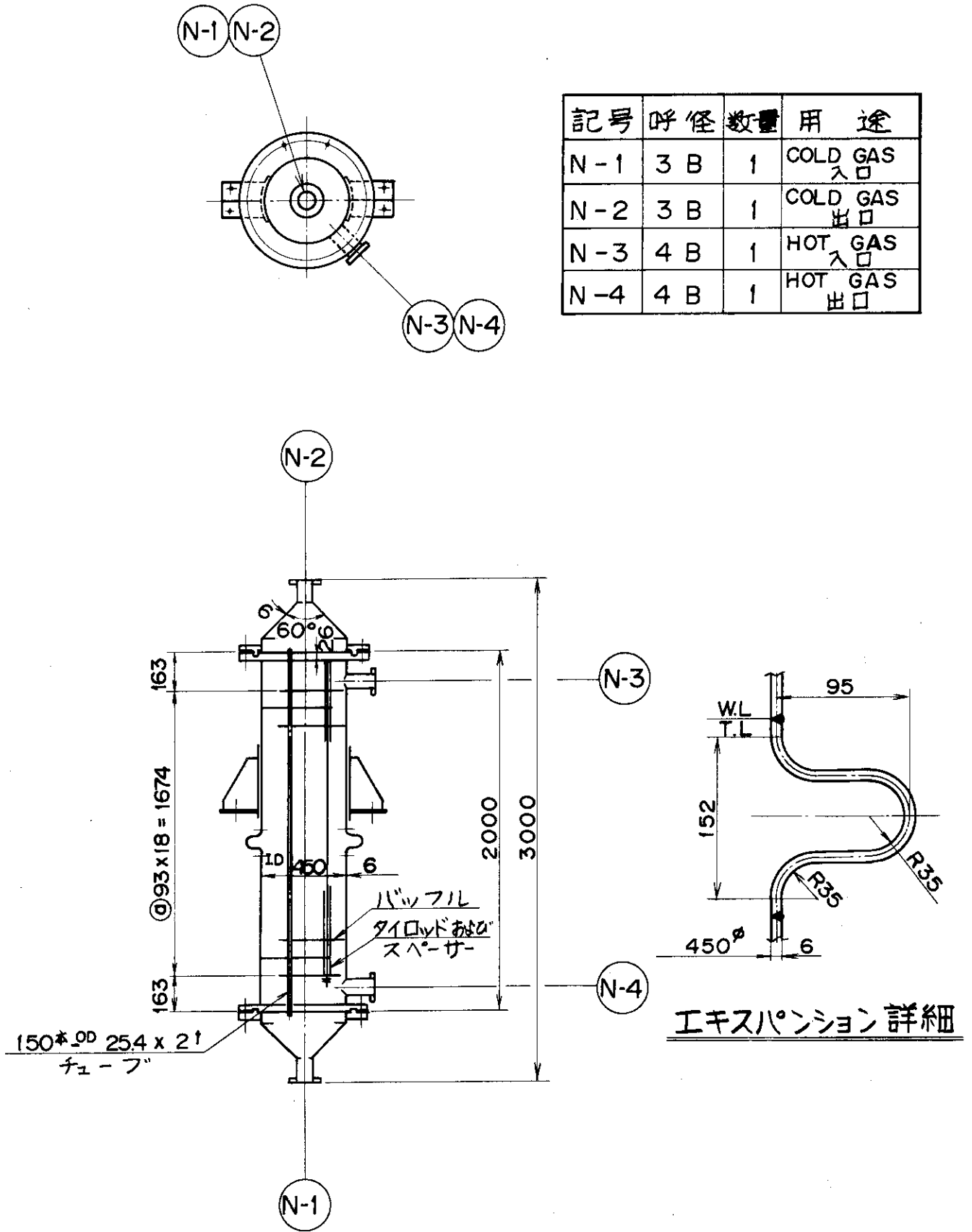
図III-13 希ガス貯槽 (T-405)



記号	呼径	数量	用途
N-1	2 B	1	冷却水入口
N-2	1/2B	1	ベント
N-3	1 B	1	補給水入口
N-4	1/2B	1	ドレン
N-5	2 B	1	冷却水出口
N-6	1/2B	1	液面計座
N-7	8 B	1	検査孔

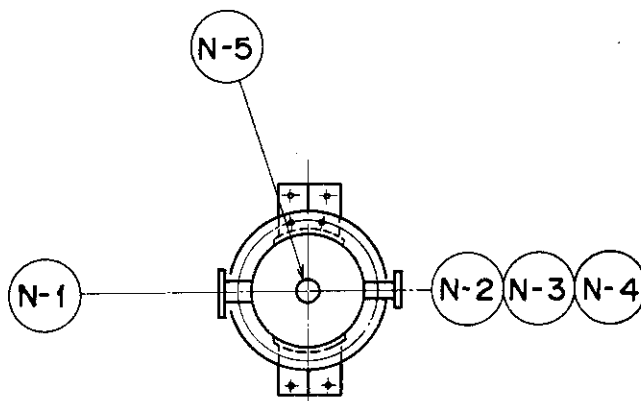


図Ⅲ-14 冷却水槽 (T-61AB)

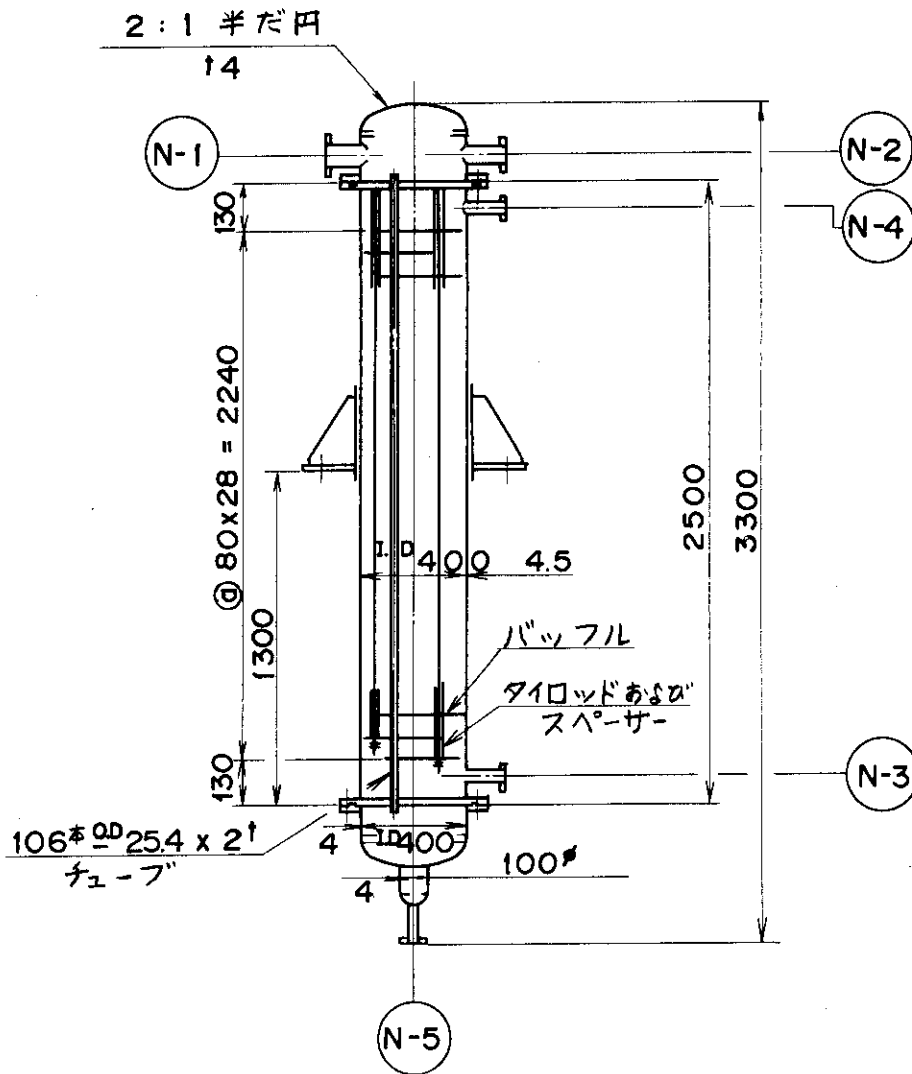


記号	呼径	数量	用途
N-1	3 B	1	COLD GAS 入口
N-2	3 B	1	COLD GAS 出口
N-3	4 B	1	HOT GAS 入口
N-4	4 B	1	HOT GAS 出口

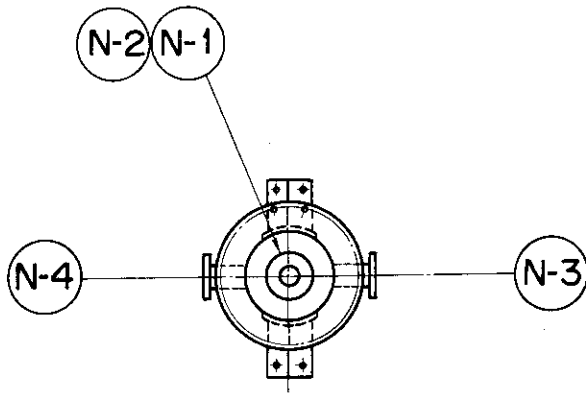
図III-15 予 熱 器 (H-202)



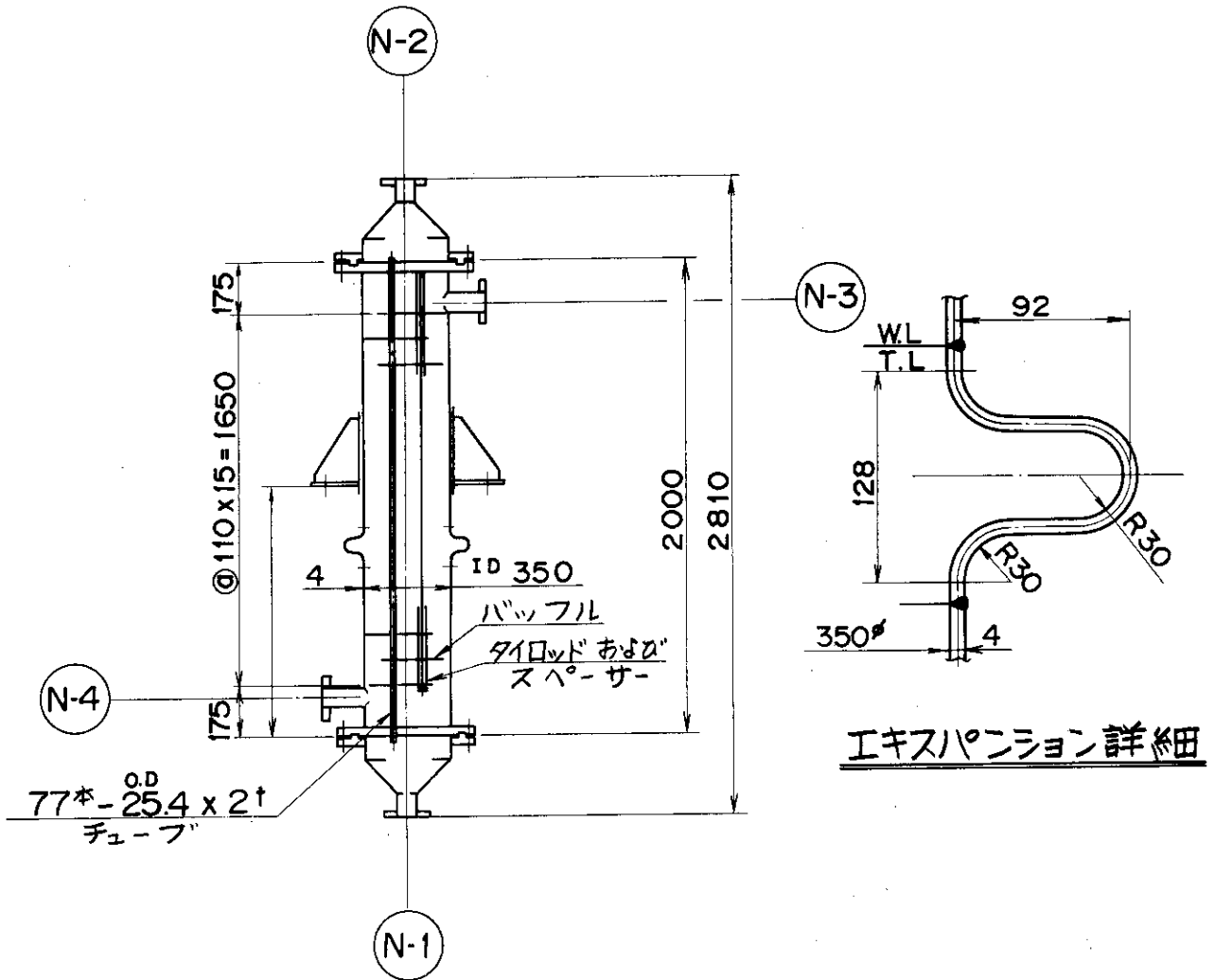
記号	呼径	数量	用途
N-1	4 B	1	廃ガス入口
N-2	3 B	1	廃ガス出口
N-3	1½B	1	冷却水入口
N-4	1½B	1	冷却水出口
N-5	1/2B	1	凝縮水出口



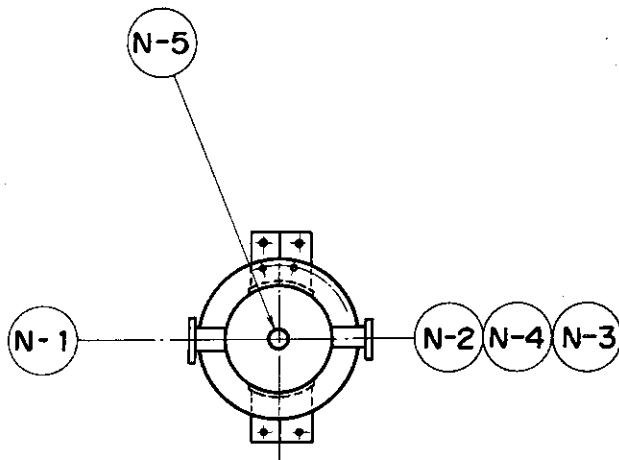
図Ⅲ-16 冷却凝縮器 (H-204)



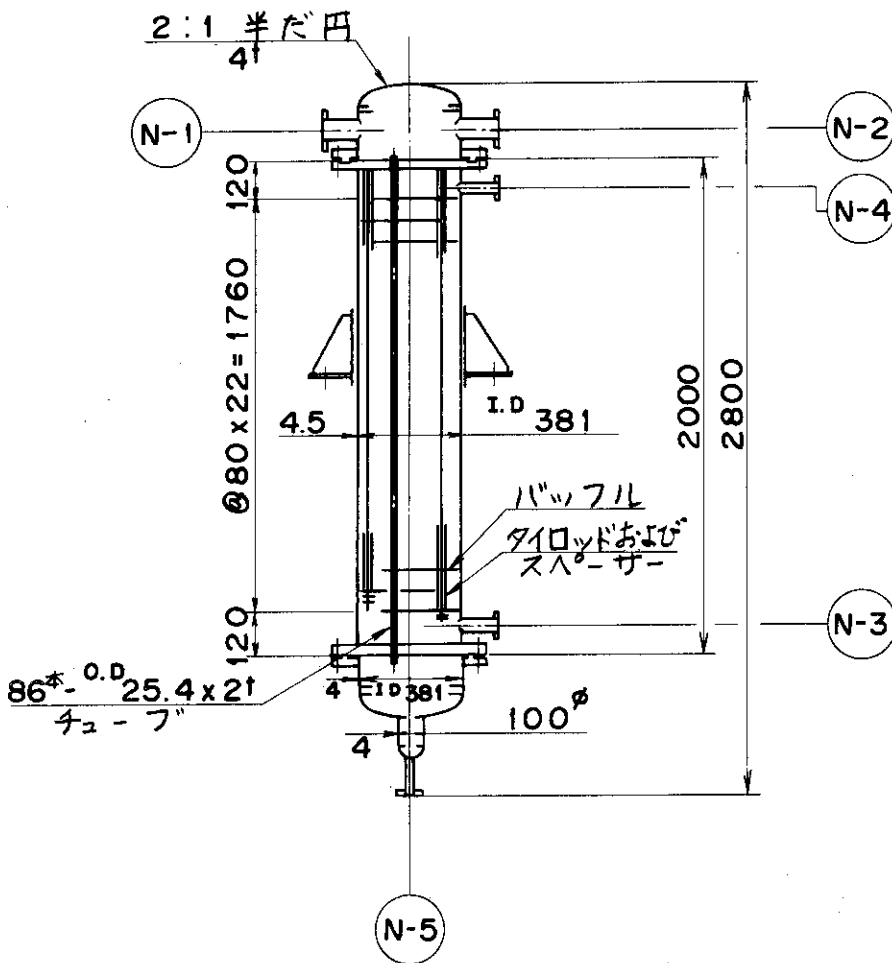
記号	呼径	数量	用途
N-1	3 B	1	COLD GAS 入口
N-2	3 B	1	COLD GAS 出口
N-3	4 B	1	HOT GAS 入口
N-4	4 B	1	HOT GAS 出口



図Ⅲ-17 モレキュラーシーブ塔再生用ガス予熱器 (H-205)



記号	呼径	数量	用途
N-1	4B	1	廃ガス入口
N-2	3B	1	廃ガス出口
N-3	1½B	1	冷却水入口
N-4	1½B	1	冷却水出口
N-5	1/2B	1	凝縮水出口



図Ⅲ-18 モレキュラーシープ塔再生用ガス冷却凝縮器(H-207)

記号	呼径	数量	用途
N-1	10B	1	ガス入口
N-2	10B	1	ガス出口
N-3	4B	1	冷却水入口
N-4	4B	1	冷却水出口

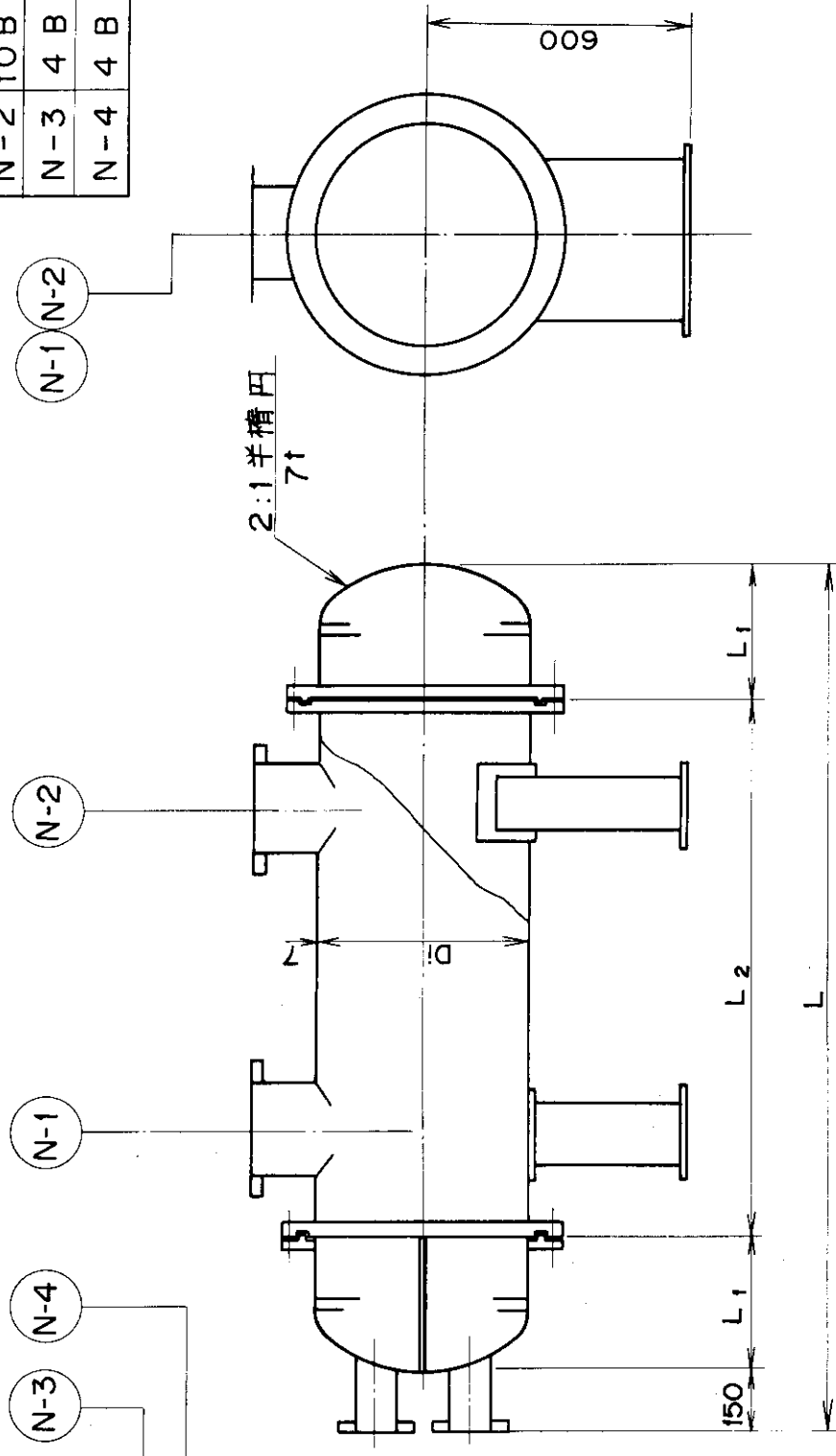


図 III-19 圧縮機の間冷却器 (H-301A ~ 325A) および後方冷却器 (H-301B ~ 325B)

記号	呼径	数量	用途
N-1 A C	1/2 B	3	希ガス入口
N-2 A C	1/2 B	3	希ガス出口
N-3 A C	1/2 B	3	冷却水入口
N-4 A C	1/2 B	3	冷却水出口
N-5 A C	1/2 B	3	冷却水入口
N-6 A C	1/2 B	3	冷却水出口

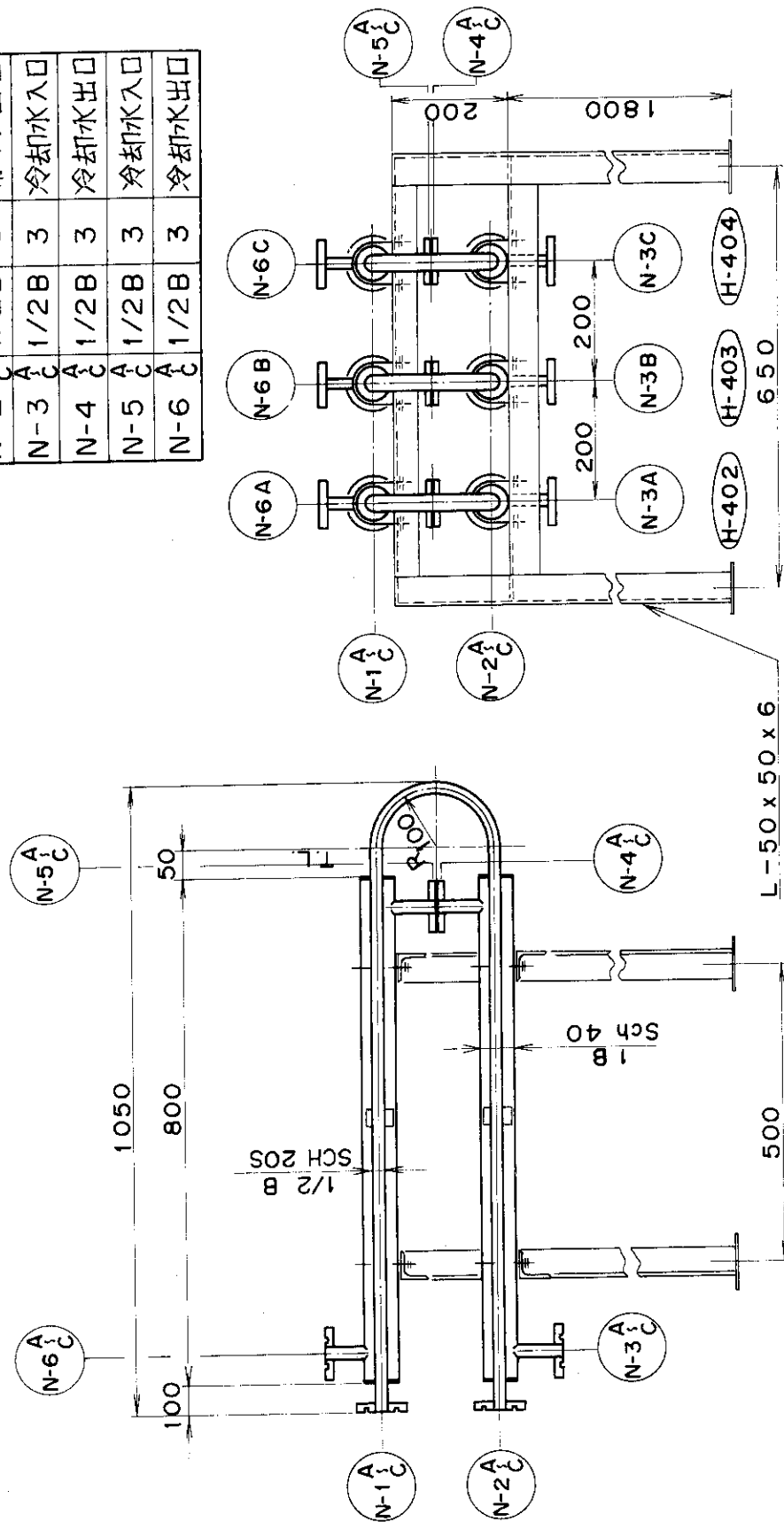
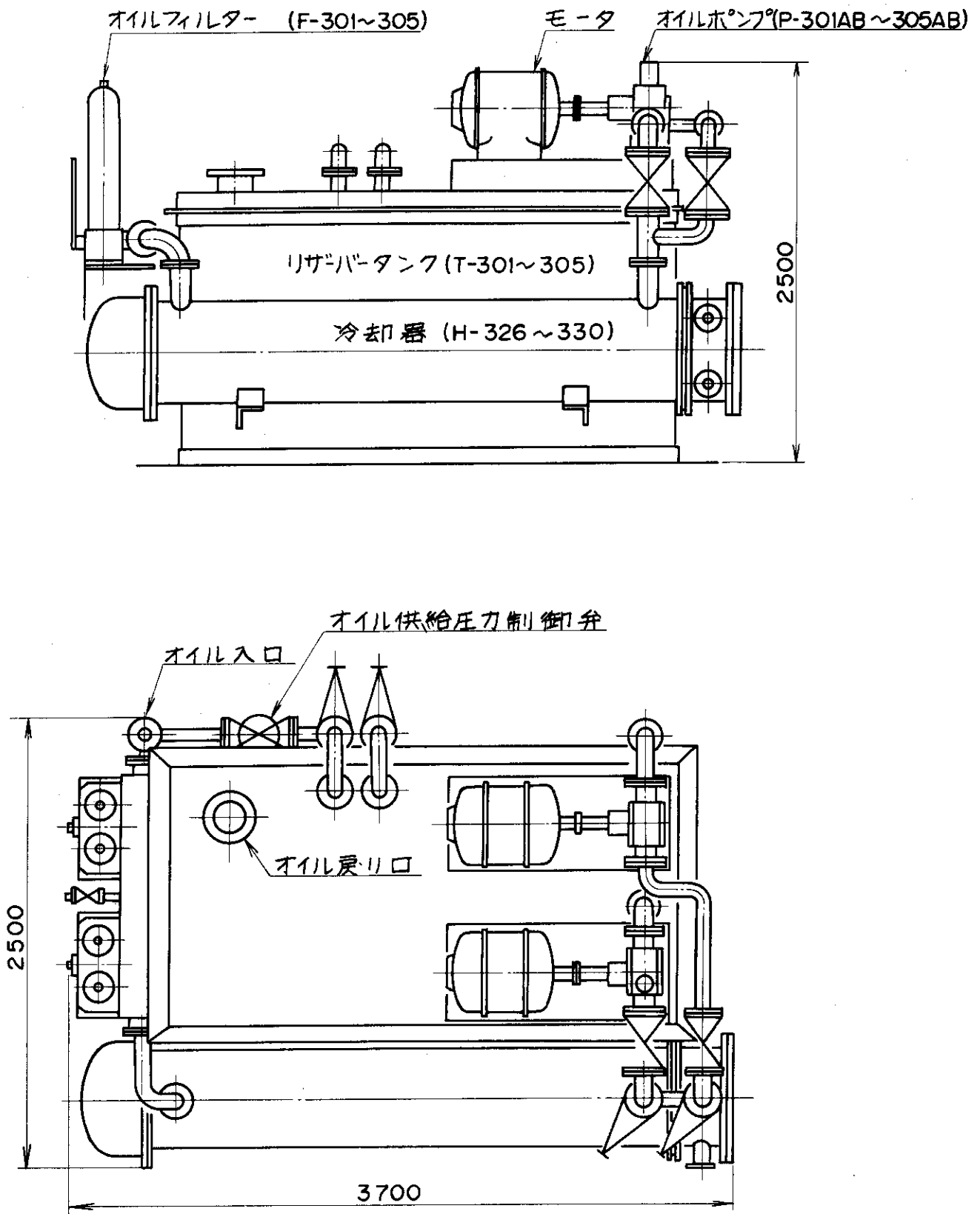
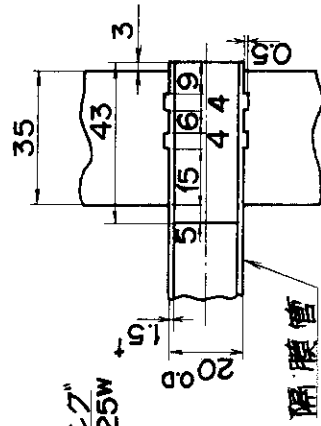
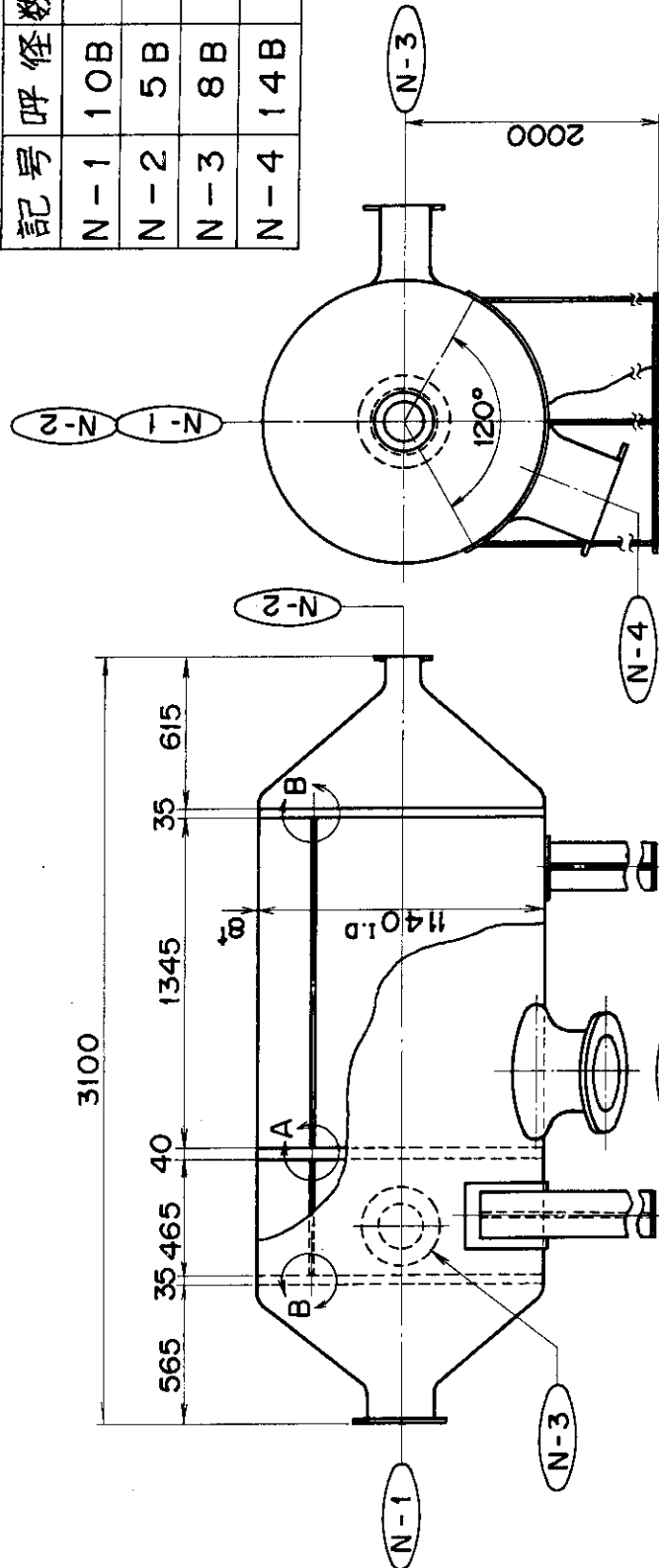


図 III-20 希ガス冷却器 (H-402), 希ガス冷却凝縮器 (H-403) および
貯蔵系モレキュラシーブ再生用ガス冷却凝縮器 (H-404)

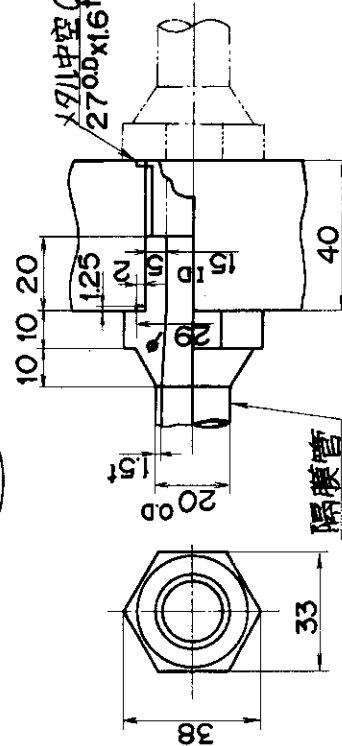


図Ⅲ-21 圧縮機用潤滑油ユニット

記号	呼径	数量	用途
N-1	10B	1	供給流入口
N-2	5B	1	未拡散流出口
N-3	8B	1	拡散流出口
N-4	14B	1	分離拡散流出口



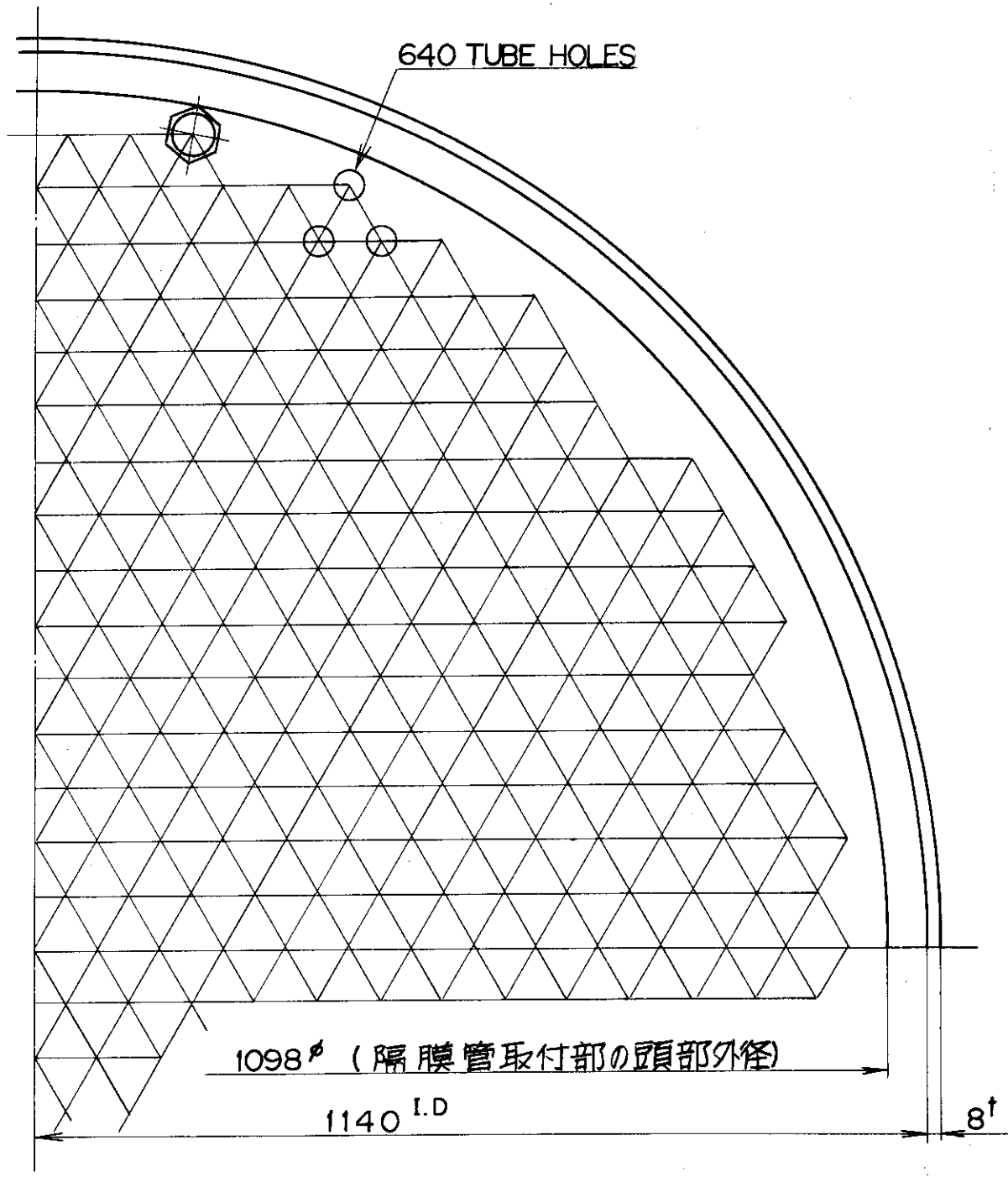
B部詳細



A部詳細

図III-2.2 拡散筒構造

チューブ 20^{0.D} x 1.5^t x 650^本
ピッチ 40^{mm}- Δ



図III-23 拡散筒内の隔膜配置

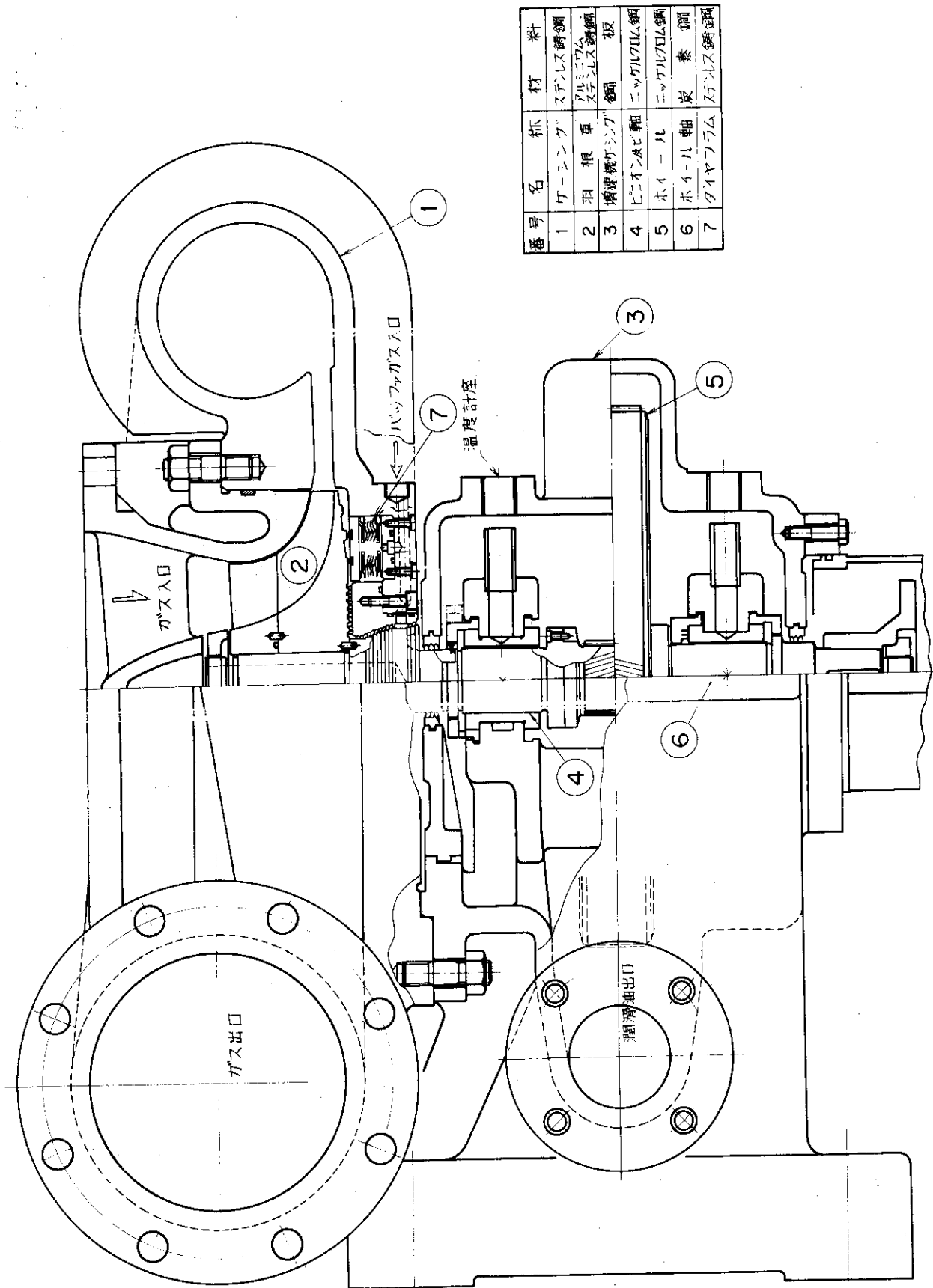


図 24 速心圧縮機組立図 (第 1 カスケード系, C-301 ~ C-325)

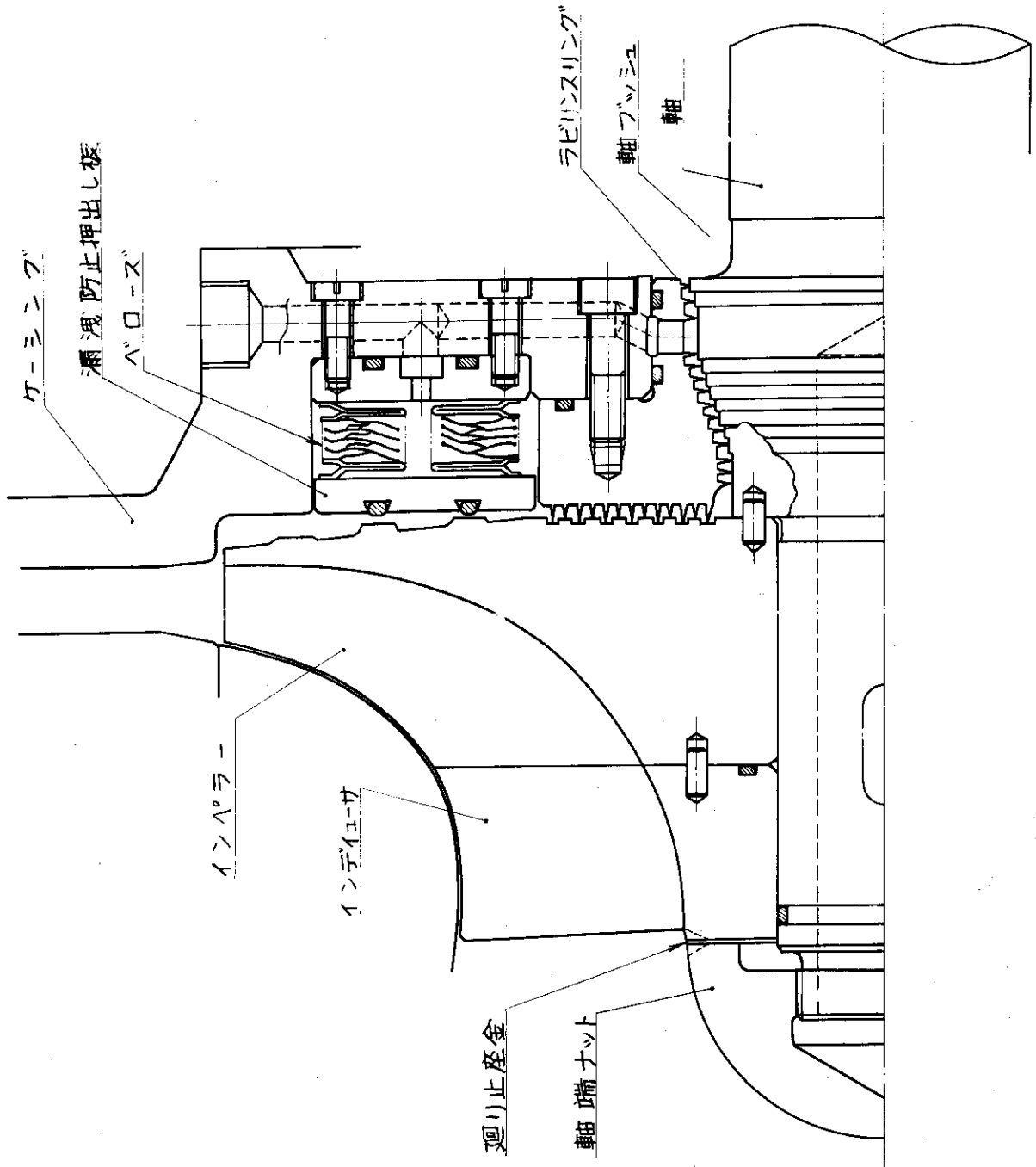


図 1-25 速心圧縮機軸封機構

付録Ⅳ. 機器強度計算

(1) 拡散筒

本プラントに使用されるシェル&チューブ型の圧力容器として最も寸法の大きい拡散筒について強度計算のすゝめ方を述べる。

(i) 設計条件

シェルおよびチューブの設計条件を下記のように定める。

	シ	ェ	ル	チ	ュー	ブ
設計圧力 (kg/cm ² ・G)	5			5		
設計温度 (℃)	50* ¹			50* ¹		
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² ・G)	7.5			7.5		
気密テスト圧力 (kg/cm ² ・G)	6.25			6.25		
くされ代 (mm)	0* ²			0* ²		
応力除去処理 (—)	否			否		
X-ray 検査 (%)	100			100		

*1 : 夏期の冷却水入口温度を30℃, 拡散筒入口廃ガス温度(圧縮機後方冷却器出口温度)を40℃として10℃の余裕をとる。

*2 : 前処理系を経てきた廃ガス中には腐蝕性成分がほとんど含まれていないのでくされ代は不要となる。

(ii) 内圧強度

拡散筒の操作圧力は低圧側100Torr, 高圧側700Torrであるが設計上の余裕として筒の内側に5 kg/cm²Gの圧力があるとした場合の各部の板厚を求めた。この場合の板厚計算式はJIS B8243-1977「圧力容器の構造」に従う。

a) シェル側およびチャンネル側(材質:SUS304)

$$\begin{aligned}
 t_a &= \frac{PD_i}{200\sigma_a \cdot \eta - 1.2P} + \alpha \\
 &= \frac{(5)(1140)}{(200)(13.3)(1.0) - (1.2)(5)} + 0 \\
 &= 2.15 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

ここで, t_a : 許容板厚

P : 設計圧力 = 5 kg/cm²G

D_i : シェル内径 = 1140 mm

$$\sigma_a : \text{許容引張応力} = 13.3 \text{ kg/mm}^2$$

$$\eta : \text{溶接効率} = 1.0$$

$$a : \text{くされ代} = 0 \text{ mm}$$

b) 鏡部 (材質: SUS304)

鏡は頂角 $2\theta = 100^\circ$ の円錐胴として次式で計算する。

$$\begin{aligned} t_a &= \frac{PD}{200 \cos \theta (\sigma_a \eta - 0.006P)} + a \\ &= \frac{(5)(1115)}{(200)(\cos 50^\circ)(13.3 \times 1 - 0.006 \times 5)} + 0 \\ &= 3.27 \text{ mm} \end{aligned}$$

ただし、Dは板厚計算を行なう部分の胴内径であり、円錐の半頂角 θ を 50° として次式により求めた。

$$\begin{aligned} D &= D_i - r_o (1 - \cos \theta) \\ &= 1140 - 70 (1 - \cos 50^\circ) \\ &= 1115 \end{aligned}$$

c) 大径端部のスミの丸みの部分 (材質: SUS304)

$$\begin{aligned} t_a &= \frac{PD_1 W}{400 \cos \theta (\sigma_a \eta - 0.001P)} + a \\ &= \frac{(5)(1115)(1.63)}{(400)(\cos 50^\circ)(13.3 \times 1.0 - 0.001 \times 5)} + 0 \\ &= 2.67 \text{ mm} \end{aligned}$$

ただし、 $D_1 = D = 1115 \text{ mm}$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{D_1}{2r_o \cos \theta}} \right) = 1.63$$

r_o : 鏡板のスミの丸みの内半径 (mm)

d) 小径端部分

ノズル口径が 10^B の場合について検討した。

$$\begin{aligned} t_a &= \eta K t_s \\ &= (1.0)(3.7)(0.49) \\ &= 1.82 \text{ mm} \end{aligned}$$

ここで、K: 鏡の形状係数であり、 $\theta = 50^\circ$ 、 $P/100\sigma_a = 0.004$ のとき $K = 3.7$

t_s : 小径端部の平行胴の計算厚みであり、次の内径基準の平行胴板厚の計算式で求めた。

$$t/D_s = 8/251.4 = 0.020 < 0.25$$

したがって、

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{PD_s}{200 \sigma_a \eta - 1.2P} + a \\ &= 0.49 \end{aligned}$$

ここで, D_s : 内径 = 251.4 mm

t : 板厚 = 8 mm

e) ノズルネック部

ノズル配管 (SUS304) として呼び径 14^B-Sch 20S の場合を検討した。

$$t_a = \frac{PD_o}{200\sigma_a\eta + 0.8P} + \alpha$$

$$= 1.64 \text{ mm}$$

ここで, $D_o = 355.6 \text{ mm}$

以上 a)~e) までの計算から, 各部分の設計板厚 t として 8 mm を選べば十分であることが分かる。

(iii) 外圧強度

ここでは, 設計板厚 t を 8 mm としたときの許容外圧 P_a を求めた。計算方法は J I S B 8243-1977 「圧力容器の構造」に従った。

a) シェル側

$$P_a = \frac{4BC(t-\alpha)}{3D_o}$$

ここで, D_o : 胴外径 = 1156 mm

C : 継手の形式による定数であり, 突合せ長手継手の場合には $C = 1.0$

B : 材料の許容応力 f , ヤング率 E および胴の形状 (長さ L , 外径 D_o) による定数であり, 材料の種類ごとに与えられている f/E 対 L/D_o 。相関図から求められる。

$$L/D_o = 1345/1156 = 1.16$$

$$D_o/(t-\alpha) = 145 > 10$$

より, $A = f/E = 0.007$, $B = 550$ なる値を得る。

よって,

$$P_a = \frac{(4)(550)(1.0)(8-0)}{(3)(1156)} = 5.08 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$$

b) 鏡

鏡は半頂角 $\theta = 50^\circ$ の円錐胴であるので, その最大外径を外径とし, 最大内径を長さとする円筒胴として計算できる。計算式は a) の場合と同一式を用いる。

$$L/D_o = 0.99, D_o/(t-\alpha) = 145,$$

$$A = 0.00085, B = 590$$

より, $P_a = 5.44 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$

上記 a), b) より, 拡散筒各部の設計板厚を 8 mm とすると, 筒内を真空引きした場合の外圧 (大気圧) に十分に耐えることが分かる。

(2) その他の機器

設計条件および計算結果は次表にまとめた通りである。

付表 機器強度計算結果

機器名称		廃ガス受入槽 T-101	ドレン液槽 T-102	ヨウ素吸着塔 T-201	窒素酸化水素反応塔 T-202
設計圧力 P (kg/cm ² G)		1.0	2	2	2
設計温度 T (℃)		50	50	120	400
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)		-	3	3	-
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)		1.25	2.5	2.5	2.5
くされ代 α (mm)		2	0	3.0	1.0
応力除去処理 (-)		否	否	否	否
X-ray 検査 (%)		100	100	100	100
内圧強度					
シェル	材質	SPV32	SUS304	SM41B	SB42
	内径 Di (mm)	3004	500	706	392
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	1.25	1.28	1.03	9.0
	溶接効力 η (-)	1.0	1.0	1.0	1.0
	計算式	(1) 式	(1) 式	(1) 式	(1) 式
	許容板厚 t _a (mm)	1.41	0.39	3.7	1.44
	設計板厚 t (mm)	15	4	6	4.5
鏡	材質	STPG38E	SUS304	SM41B	SB42
	形状	2分の1半だ円	2分の1半だ円	円錐体	円錐体
	形状係数 K (-)	1	1	半頂角θ=30°	半頂角θ=30°
	フランジ部内径 Di (mm)	3004	500	706	392
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	1.25	1.28	1.03	9.0
	溶接効率 η (-)	1.0	1.0	1.0	1.0
	計算式	(4) 式	(4) 式	(2) 式	(2) 式
	許容板厚 t _a (mm)	1.41	0.39	3.79	1.5
設計板厚 t (mm)	16	4	6	4.5	
ノズル ネック	材質、呼び径	STPG38E 3B×Sch80	SUS304 4B×Sch20S	STPG38E 3B×Sch40	STPT38S 4B×Sch40
	内径 Di (mm)	89.1	114.3	89.1	114.3
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	8.1	10.9	8.1	8.2
	溶接効率 η (-)	-	-	-	1
	計算式	(3) 式	(3) 式	(3) 式	(3) 式
	許容板厚 t _a (mm)	2.55	0.10	3.11	1.14
設計板厚 t (mm)	7.6	4	5.5	6	
外圧強度					
シェル	材質	SPV32		SM41B	SB42
	長さ L (mm)	4000		800	1071
	外径 D _o (mm)	3030		712	399
	形状係数 L/D _o (-)	1.32		1.12	2.68
	" D _o /(t-a) (-)	233		237	114
	" A (-)	0.0003		0.00033	0.0004
	" B (-)	300		340	320
	継手定数 C (-)	1		1	1
	計算式	(7) 式		(7) 式	(7) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)	1.72		1.9	3.7
	最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)	1.0		1.0	1.0
鏡	材質	SPV32		SM41B	SB42
	形状	2分の1半だ円		円錐体 (L=706) Di=712	円錐体 (L=392) Do=399
	形状係数 K (-)	1		L/Do=0.99	L/Do=0.98
	フランジ部内径 Di (mm)	3004		Di/(t-a)=237	Di/(t-a)=114
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	1.25		A=0.00037 B=370	A=0.0012 B=550
	計算式	(8) 式		(7) 式	(7) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)	6.98		2.1	6.4
	最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)	1.0		1.0	1.0

機器名称		トリチウム水槽 T-203	モレキュラーシープ塔 T-204	ルテニウム吸着塔 T-205	廃ガス供給塔 T-206
設計圧力 P (kg/cm ² G)		2	2	2	2
設計温度 T (°C)		50	350	50	50
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)		4	4	4	—
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)		2.5	2.5	2.5	2.5
くされ代 σ (mm)		0	0	3	0
応力除去処理 (-)		否	否	否	否
X-ray 検査 (%)		100	100	100	100
内圧強度					
シェル	材質	SUS304	SUS304	SM41B	
	内径 Di (mm)	750	700	836	2200
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	12.8	10.0	10.3	12.8
	溶接効率 η (-)	1.0	1.0	1.0	1.0
	計算式	(1) 式	(1) 式	(1) 式	(1) 式
	許容板厚 t _a (mm)	0.59	0.71	3.82	1.72
	設計板厚 t (mm)	4	4	6	6
鏡	材質	SUS304	SUS304	SM41B	SM41B
	形状	2分の1半だ円	2分の1半だ円	2分の1半だ円	2分の1半だ円
	形状係数 K (-)	1	1	1	1
	フランジ部内径 Di (mm)	750	700	836	2200
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	12.8	10.0	10.3	12.8
	溶接効率 η (-)	1.0	1.0	1.0	1.0
	計算式	(4) 式	(4) 式	(4) 式	(4) 式
許容板厚 t _a (mm)	0.59	0.71	3.82	1.72	
設計板厚 t (mm)	4	4	6	6	
ノズル ネック	材質, 呼び径	SUS304TPAC 4 ^B ×Sch20S	SUS304TPAC 4 ^B ×Sch20S	STPG38E 3 ^B ×Sch40S	SUS304TPAC 4 ^B ×Sch20S
	内径 Di (mm)	114.3	114.3	89.1	114.3
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	10.9	8.5	8.1	10.9
	溶接効率 η (-)	—	—	—	—
	計算式	(3) 式	(3) 式	(3) 式	(3) 式
	設計板厚 t (mm)	4	4	5.5	4
外圧強度					
シェル	材質	SUS304	SUS304	SM41B	SUS304
	長さ L (mm)	1025	1417	838	2400*1
	外径 D _o (mm)	758	708	842	2216
	形状係数 L/D _o (-)	1.35	2	1.0	1.08
	" D _o /(t-a) (-)	189.5	177	281	277
	" A (-)	0.00038	0.00028	0.00027	0.00027
	" B (-)	375	250	270	270
	継手定数 C (-)	1	1	1	1
	計算式	(7) 式	(7) 式	(7) 式	(7) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)	2.64	1.88	4.43	1.3
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)	1.0	1.0	1.0	1.0	
鏡	材質	SUS304	SUS304		SUS304
	形状	2分の1半だ円	2分の1半だ円		2分の1半だ円
	形状係数 K (-)	1	1		1
	フランジ部内径 Di (mm)	750	700		2200
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	12.8	10.0		12.8
	計算式	(8) 式	(8) 式		(8) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)	8.18	6.85		5.58
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)	1.0	1.0		1.0	

*1: 補強リングのスパン

機器名称		酸素水素結合器 T-401	結合水受槽 T-402	モレキュラーシープ塔 T-403	バッファータンク T-404
設計圧力 P (kg/cm ² G)		1.5	2	1.5	2
設計温度 T (℃)		200	50	350	50
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)		2.3	3	2.3	-
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)		1.9	2.5	1.9	2.5
くされ代 α (mm)		0	0	0	0
応力除去処理 (-)		否	否	否	否
X-ray 検査 (%)		0	100	0	100
内圧強度					
シェル	材質	SUS304TPS	SUS304TPS	SUS304TPS (3 ^B ×Sch20S)	SUS304
	内径 Di (mm)	486	318.5	89.1	900
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	10.5	12.8	9.9	12.8
	溶接効力 η (-)	-	-	-	1.0
	計算式	(1) 式	(1) 式	(1) 式	(1) 式
	許容板厚 t _a (mm)	0.035	0.25	0.07	0.7
	設計板厚 t (mm)	3	4	4	4
鏡	材質	X	SUS304	X	SUS304
	形状		2分の1半だ円		2分の1半だ円
	形状係数 K (-)		1		1
	フランジ部内径 Di (mm)		310.5		900
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)		12.8		12.8
	溶接効率 η (-)		6.0		1.0
	計算式		(4) 式		(4) 式
ノズル ネック	材質, 呼び径	SUS304TPS 1/2 B×Sch20S	SUS304TPS 1/2 B×Sch20S	SUS304TPS 1/2 B×Sch20S	SUS304TPS 1/2 B×Sch20S
	内径 Di (mm)	21.7	21.7	21.7	216.3
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	10.5	12.8	9.9	12.8
	溶接効率 η (-)	-	-	-	-
	計算式	(3) 式	(3) 式	(3) 式	(3) 式
	許容板厚 t _a (mm)	0.02	0.02	0.02	0.17
	設計板厚 t (mm)	2.5	2.5	2.5	6.5
外圧強度					
シェル	材質	X	X	X	SUS304
	長さ L (mm)				1900
	外径 D _o (mm)				908
	形状係数 L/D _o (-)				2.1
	" D _o /(t-α) (-)				227
	" A (-)				0.0002
	" B (-)				190
	継手定数 C (-)				1
	計算式				(7) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)				1.1
鏡	材質	X	X	X	SUS304
	形状				2分の1半だ円
	形状係数 K (-)				1
	フランジ部内径 Di (mm)				900
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)				12.8
	計算式				(8) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)				6.82
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)	1.0				

機器名称		予熱器 H-202	冷却凝縮器 H-204	モレキュラーシープ塔再生ガス 予熱器 H-205	モレキュラーシープ塔再生ガス 冷却凝縮器 H-207
設計圧力 P (kg/cm ² G)		2 (2)*1	2 (2)*1	2 (2)*1	2 (2)*1
設計温度 T (℃)		400 (400)	50 (200)	350 (350)	50 (150)
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)		3 (3)	3 (3)	3 (3)	3 (3)
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)		2.5 (2.5)	2.5 (2.5)	2.5 (2.5)	2.5 (2.5)
くされ代 α (mm)		1.0 (1.0)	3.0 (0)	0 (0)	3 (0)
応力除去処理 (-)		否 (否)	否 (否)	否 (否)	否 (否)
X-ray 検査 (%)		100 (100)	20 (100)	100 (100)	20 (100)
内圧強度					
シェル	材質	SB42 (SB42)	SM41B (SUS304)	SUS304 (SUS304)	SM41B (SUS304)
	内径 Di (mm)	452 (452)	406 (400)	350 (350)	387 (381)
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	9.0 (9.0)	10.3 (10.5)	10.0 (10.0)	10.3 (10.9)
	溶接効力 η (-)	1.0 (1.0)	0.95 (1.0)	1.0 (1.0)	0.95 (1.0)
	計算式	(1) 式	(1) 式	(1) 式	(4) 式
	許容板厚 t _a (mm)	1.5 (1.5)	3.42 (0.4)	0.35 (0.35)	3.4 (0.35)
	設計板厚 t (mm)	6 (6)	4.5 (4)	4 (4)	4.5 (4)
鏡	材質	SB42	SUS304	SUS304	SUS304
	形状	円錐体	2分の1半だ円	円錐体	2分の1半だ円
	形状係数 K (-)	半頂角 2θ = 30°	1	半頂角 θ = 30°	1
	フランジ部内径 Di (mm)	452	400	350	381
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	9.0	10.5	10.0	10.9
	溶接効率 η (-)	1.0	1.0	1.0	1.0
	計算式	(2) 式	(4) 式	(2) 式	(4) 式
	許容板厚 t _a (mm)	1.6	0.4	0.4	0.35
	設計板厚 t (mm)	6	4	4	4
ノズル ネック	材質, 呼び径	STPG38E (SUS304TPS) 1½B×Sch80 (4B×Sch20S)	SUS304TPS (SUS304TPS) 4B×Sch20S (3B×Sch20S)	STPG38E (SUS304TPS) 1½B×Sch80 (4B×Sch20S)	STPG38E (SUS304TPS) 1½B×Sch80 (4B×Sch20S)
	内径 Di (mm)	486 (114.3)	114.3 (89.1)	486 (114.3)	486 (114.3)
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	8.1 (10.5)	10.0 (10.0)	8.1 (10.9)	8.1 (10.9)
	溶接効力 η (-)	- (-)	- (-)	- (-)	- (-)
	計算式	(3) 式	(3) 式	(3) 式	(3) 式
	許容板厚 t _a (mm)	3.06 (0.11)	0.11 (0.1)	3.06 (0.1)	3.06 (0.1)
	設計板厚 t (mm)	5 (4)	4 (4)	5.1 (4)	5.1 (4)
管板	材質	SB42	SUS304	SUS304	SUS304
	圧力 P (kg/cm ² G)	2	2	2	2
	内径 Di (mm)	452	406	359	387
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	9.0	8.7	7.5	9.6
	溶接定数 C (-)	1	1	1	1
	くされ代 α (mm)	0	0	0	0
	計算式	(5) 式	(5) 式	(5) 式	(5) 式
	許容板厚 t _a (mm)	10.7	14.8	14.1	13.9
設計板厚 t (mm)	26	26	26	26	

*1 カッコ内 : チャンネル側
カッコ外 : シェル側

機器名称	希ガス貯槽 T-405	冷却水槽 T-61	圧縮機冷却器*2 H-301~325	希ガス冷却器 H-402	
設計圧力 P (kg/cm ² G)	6	2	2 (5)	(2)*3 3*3	
設計温度 T (℃)	100	50	200 (50)	(300) 50	
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)	-	3	3 (7.5)	(3) 4.5	
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)	7.5	2.5	- (-)	(2.5) 3.8	
くされ代 a (mm)	0	3	0 (1)	(0) 2	
応除処理 (-)	否	否	否 (否)	(否) 否	
X-ray 検査 (%)	100	20	100 (20)	(100) 0	
(チューブ)					
内圧強度					
				(内管) 外管	
シェル (チューブ)	材質	SUS304	SM41B	SUS304	(SUS304TPS) SGPE
	内径 Di (mm)	1400	902	530	(21.7) 34.0
	許容応力 σ_a (kg/mm ²)	11.6	10.3	10.6	(10.5) 6.4
	溶接効率 η (-)	1.0	0.95	1.0	(-) -
	計算式	(1) 式	(1) 式	(1) 式	(6) 式 (3) 式
	許容板厚 t_a (mm)	3.6	3.92	0.52	(0.02) 2.08
	設計板厚 t (mm)	6	6	7	(2.5) 3.2
	曲率半径 R (mm)	-	-	-	(100) -
鏡	材質	SUS304	SM41B	SS41	X
	形状	2分の1半だ円	2分の1半だ円	半だ円	
	形状係数 K (-)	1	1	0.632	
	フランジ部内径 Di (mm)	1400	902	530	
	許容応力 σ_a (kg/mm ²)	11.6	10.3	10.3	
	溶接効率 η (-)	1.0	1.0	1.0	
	計算式	(4) 式	(4) 式	(4) 式	
	設計板厚 t (mm)	6	6	7	
ノズル ネック	材質, 呼び径	SUS304TPS 1/2 B x Sch 20S	STPG38E 8 B x Sch 80	SUS304	SGPE 1/2 B
	内径 Di (mm)	21.7	216.3	267.4 (114)	21.7
	許容応力 σ_a (kg/mm ²)	11.6	8.1	10.6 (10.3)	6.4
	溶接効率 η (-)	-	-	1.0 (0.9)	-
	計算式	(3) 式	(3) 式	(3) 式	(3) 式
	設計板厚 t (mm)	2.5	8.2	5 (6)	2.8
(内管)					
外圧強度					
シェル	材質	X	X	SUS304	SUS304TPS
	長さ L (mm)			1250	800
	外径 D _o (mm)			544	21.7
	形状係数 L/D _o (-)			2.30	36.9
	" D _o /(t-a) (-)			77.7	8.7
	" A (-)			0.0008	0.012
	" B (-)			440	770
	継手定数 C (-)			1.0	1.0
	計算式			(7) 式	(9) 式
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)			7.5	128.1
	最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)			1.0	3
鏡	材質	X	X	X	X
	形状				
	形状係数 K (-)				
	フランジ部内径 Di (mm)				
	許容応力 σ_a (kg/mm ²)				
	計算式				
許容外圧 P _a (kg/mm ²)					
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)					

*2 : 第1カスケード系の第7段~第25段圧縮機の後方冷却器

*3 : カッコ内 : 内管 (U字チューブ部)

カッコ外 : 外管

機器名称		希ガス冷却凝縮器 H-403	モレキュラーシーブ塔再生ガス 冷却凝縮器 (H-404)
設計圧力 P (kg/cm ² G)		[2] 2	[2] 2
設計温度 T (℃)		[100] 50	[350] 50
耐圧テスト圧力 (kg/cm ² G)		[3] 4.5	[3] 4.5
気密テスト圧力 (kg/cm ² G)		[2.5] 3.8	[2.5] 3.8
くされ代 α (mm)		[0] 2.0	[0] 2
応力除去処理 (-)		[否] 否	[否] 否
X-ray 検査 (%)		[100] 0	[100] 0
内圧強度		(チューブ) [内管] 外管	(チューブ) [内管] 外管
シェル (チューブ)	材質	[SUS304TPS] SGPE	[SUS304TPS] SGPE
	内径 D _i (mm)	[21.7] 34.0	[21.7] 34.0
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)	[11.6] 6.4	[9.9] 6.4
	溶接効力 η (-)	[-] -	[-] -
	計算式	[(6)式] (4)式	[(6)式] (4)式
	許容板厚 t _a (mm)	[0.02] 2.06	[0.023] 2.06
	設計板厚 t (mm)	[2.5] 3.2	2.5 3.2
	曲率半径 R (mm)	[100] -	[100] -
鏡	材質		
	形状		
	形状係数 K (-)		
	フランジ部内径 D _i (mm)		
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)		
	溶接効率 η (-)		
	計算式		
	許容板厚 t _a (mm)		
ノズル ネック	材質, 呼び径		
	内径 D _i (mm)		
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)		
	溶接効率 η (-)		
	計算式		
	設計板厚 t (mm)		
外圧強度			
シェル	材質		
	長さ L (mm)		
	外径 D _o (mm)		
	形状係数 L/D _o (-)		
	" D _o /(t-α) (-)		
	" A (-)		
	" B (-)		
	継手定数 C (-)		
	計算式		
	許容外圧 P _a (kg/mm ²)		
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)			
鏡	材質		
	形状		
	形状係数 K (-)		
	フランジ部内径 D _i (mm)		
	許容応力 σ _a (kg/mm ²)		
	計算式		
許容外圧 P _a (kg/mm ²)			
最大使用外圧 P _o (kg/mm ²)			

許容板厚計算式

$$(1)式 : t_a = \frac{PD_i}{200\sigma_a\eta - 1.2P} + \alpha$$

$$(2)式 : t_a = \frac{PD_i}{200\cos\theta(\sigma_a\eta - 0.006P)} + \alpha$$

$$(3)式 : t_a = \frac{PD_i}{200\sigma_a\eta + 0.8P} + \alpha$$

$$(4)式 : t_a = \frac{PD_iK}{200\sigma_a\eta - 0.2P} + \alpha$$

$$(5)式 : t_a = \frac{CD_i}{20} \sqrt{\frac{P}{\sigma_a}} + \alpha$$

$$(6)式 : t_a = \frac{PD_i}{200\sigma_a\eta + 0.8P} \left(1 + \frac{D_i}{4R}\right) + \alpha$$

許容外圧計算式

$$(7)式 : P_a = \frac{4BC(t-\alpha)}{3D_o}$$

$$(8)式 : P_a = 0.6 \times \frac{200\sigma_a(t-\alpha)}{D_iK + 0.2(t-\alpha)}$$

$$(9)式 : P_a = \frac{2.167(t-\alpha)}{D_o} - 0.0833$$

付録 V. 第 1 カスケード内における各成分濃度および流量 (カスケード計算結果)

段番号	キセノンのモル分率				段番号	クリプトンのモル分率			
	P	F	E	W		P	F	E	W
3 0 1	0.7667500 E+00 0.6021995 E+00 0.3907172 E+00 0.2046167 E+00 0.9093187 E-01	0.6673920 E+00 0.4678689 E+00 0.2668786 E+00 0.1265860 E+00 0.5340606 E-01	0.6563209 E+00 0.4524271 E+00 0.2514872 E+00 0.1162023 E+00 0.4797127 E-01	0.6020684 E+00 0.3904415 E+00 0.2042548 E+00 0.9055753 E-01 0.3657361 E-01	3 0 1	0.8162000 E-01 0.8447968 E-01 0.7220789 E-01 0.4977927 E-01 0.2906982 E-01	0.8497841 E-01 0.7828011 E-01 0.5850821 E-01 0.3634320 E-01 0.2005206 E-01	0.8626425 E-01 0.7840268 E-01 0.5741274 E-01 0.3492148 E-01 0.1894427 E-01	0.8448196 E-01 0.7220099 E-01 0.4975877 E-01 0.2904072 E-01 0.1541237 E-01
3 0 6	0.3693038 E-01 0.1451820 E-01 0.5784395 E-02 0.2475491 E-02 0.1237787 E-02	0.2126519 E-01 0.8306358 E-02 0.3300829 E-02 0.1410239 E-02 0.7041390 E-03	0.1879272 E-01 0.7265918 E-02 0.2871817 E-02 0.1223678 E-02 0.6101403 E-03	0.1417788 E-01 0.5453439 E-02 0.2149255 E-02 0.9140330 E-03 0.4550508 E-03	3 0 6	0.1544472 E-01 0.7849344 E-02 0.3920362 E-02 0.1954140 E-02 0.9852141 E-03	0.1040259 E-01 0.5238819 E-02 0.2605943 E-02 0.1295844 E-02 0.6521559 E-03	0.9708591 E-02 0.4852678 E-02 0.2404338 E-02 0.1193251 E-02 0.5999081 E-03	0.7815969 E-02 0.3886569 E-02 0.1920134 E-02 0.9511117 E-03 0.4774411 E-03
3 1 1	0.7773071 E-03 0.6059540 E-03 0.5416221 E-03 0.2988982 E-03 0.1646288 E-03	0.4416090 E-03 0.3438362 E-03 0.3069733 E-03 0.1598827 E-03 0.8811671 E-04	0.3823397 E-03 0.2975150 E-03 0.2654924 E-03 0.1463918 E-03 0.8067535 E-04	0.2847660 E-03 0.2213042 E-03 0.1972386 E-03 0.1087517 E-03 0.5992993 E-04	3 1 1	0.5115646 E-03 0.2811417 E-03 0.1693985 E-03 0.1226808 E-03 0.8867270 E-04	0.3381132 E-03 0.1855620 E-03 0.1116641 E-03 0.7782450 E-04 0.5624752 E-04	0.3108333 E-03 0.1705759 E-03 0.1025136 E-03 0.7427304 E-04 0.3367788 E-04	0.2470423 E-03 0.1353476 E-03 0.8131684 E-04 0.5887831 E-04 0.4255035 E-04
3 1 6	0.9068303 E-04 0.4991395 E-04 0.2744198 E-04 0.1505764 E-04 0.8233690 E-05	0.4853556 E-04 0.2671365 E-04 0.1468578 E-04 0.8057454 E-05 0.4405333 E-05	0.4443468 E-04 0.2445574 E-04 0.1344412 E-04 0.7376011 E-05 0.4032636 E-05	0.3300724 E-04 0.1816560 E-04 0.9985677 E-05 0.5478141 E-05 0.2994694 E-05	3 1 6	0.6393753 E-04 0.4595558 E-04 0.3288672 E-04 0.2339013 E-04 0.1649006 E-04	0.4055503 E-04 0.2914742 E-04 0.2085687 E-04 0.1483259 E-04 0.1045552 E-04	0.3870101 E-04 0.2781426 E-04 0.1990252 E-04 0.1415362 E-04 0.9976704 E-05	0.3067711 E-04 0.2204659 E-04 0.1577459 E-04 0.1121720 E-04 0.7905975 E-05
3 2 1	0.4474229 E-05 0.2403500 E-05 0.1263280 E-05 0.6357377 E-06 0.2906559 E-06	0.2393437 E-05 0.1285383 E-05 0.6753373 E-06 0.3396687 E-06 0.1551674 E-06	0.2190863 E-05 0.1176531 E-05 0.6181020 E-06 0.3108500 E-06 0.1419817 E-06	0.1626701 E-05 0.8733542 E-06 0.4586596 E-06 0.2305402 E-06 0.1052150 E-06	3 2 1	0.1147697 E-04 0.7835160 E-05 0.5189966 E-05 0.3269338 E-05 0.1875899 E-05	0.7275526 E-05 0.4965485 E-05 0.3136863 E-05 0.2069832 E-05 0.1186600 E-05	0.6942162 E-05 0.4737806 E-05 0.3136863 E-05 0.1974708 E-05 0.1131965 E-05	0.5500373 E-05 0.3752921 E-05 0.2483881 E-05 0.1562801 E-05 0.8951243 E-06
3 2 5	0.2906559 E-06	0.1551674 E-06	0.1419817 E-06	0.1052150 E-06	3 2 5	0.1875899 E-05	0.1186600 E-05	0.1131965 E-05	0.8951243 E-06
段番号	アルゴンのモル分率				段番号	酸素のモル分率			
	P	F	E	W		P	F	E	W
3 0 1	0.1904500 E-01 0.3334873 E-01 0.4821219 E-01 0.5620000 E-01 0.5546470 E-01	0.2758904 E-01 0.4277221 E-01 0.5360176 E-01 0.5583885 E-01 0.5168095 E-01	0.2851563 E-01 0.4384556 E-01 0.5430605 E-01 0.5585321 E-01 0.5120587 E-01	0.3336013 E-01 0.4823358 E-01 0.5622392 E-01 0.5548487 E-01 0.4976488 E-01	3 0 1	0.1054300 E+00 0.2181639 E+00 0.3727137 E+00 0.5134146 E+00 0.5987685 E+00	0.1729714 E+00 0.3164481 E+00 0.4674585 E+00 0.5740613 E+00 0.6264418 E+00	0.1804090 E+00 0.3278092 E+00 0.4797982 E+00 0.5831388 E+00 0.6317628 E+00	0.2182537 E+00 0.3729097 E+00 0.5136773 E+00 0.5990418 E+00 0.6349155 E+00
3 0 6	0.4974987 E-01 0.4259566 E-01 0.3568533 E-01 0.2957389 E-01 0.2435698 E-01	0.4498256 E-01 0.3800626 E-01 0.3164088 E-01 0.2613040 E-01 0.2147023 E-01	0.4430326 E-01 0.3730621 E-01 0.3100463 E-01 0.2558304 E-01 0.2101093 E-01	0.4260632 E-01 0.3569256 E-01 0.2957838 E-01 0.2435923 E-01 0.1997524 E-01	3 0 6	0.6346568 E+00 0.6421072 E+00 0.6356426 E+00 0.6224357 E+00 0.6056875 E+00	0.6430744 E+00 0.6412154 E+00 0.6303387 E+00 0.6148704 E+00 0.5968095 E+00	0.6459140 E+00 0.6427102 E+00 0.6311635 E+00 0.6153612 E+00 0.5971209 E+00	0.6423500 E+00 0.6358732 E+00 0.6226563 E+00 0.6058991 E+00 0.5870401 E+00
3 1 1	0.1997485 E-01 0.1632541 E-01 0.1330292 E-01 0.1319014 E-01 0.1304630 E-01	0.1757476 E-01 0.1434057 E-01 0.1166816 E-01 0.1144994 E-01 0.1132402 E-01	0.1719405 E-01 0.1402721 E-01 0.1141145 E-01 0.1131284 E-01 0.1118821 E-01	0.1632427 E-01 0.1330052 E-01 0.1080680 E-01 0.1071291 E-01 0.1059449 E-01	3 1 1	0.5868375 E+00 0.5665921 E+00 0.5453552 E+00 0.5454596 E+00 0.5454278 E+00	0.5771009 E+00 0.5562480 E+00 0.5345688 E+00 0.5338077 E+00 0.5337216 E+00	0.5773040 E+00 0.5563778 E+00 0.5346446 E+00 0.5346587 E+00 0.5345672 E+00	0.5667855 E+00 0.5455391 E+00 0.5235767 E+00 0.5235657 E+00 0.5234565 E+00
3 1 6	0.1286601 E-01 0.1264170 E-01 0.1236349 E-01 0.1201882 E-01 0.1159190 E-01	0.1116667 E-01 0.1097114 E-01 0.1072873 E-01 0.1042843 E-01 0.1005644 E-01	0.1103260 E-01 0.1083933 E-01 0.1059976 E-01 0.1030302 E-01 0.9935446 E-02	0.1044676 E-01 0.1026332 E-01 0.1003593 E-01 0.9754222 E-02 0.9405185 E-02	3 1 6	0.5452532 E+00 0.5448932 E+00 0.5442642 E+00 0.5432263 E+00 0.5415581 E+00	0.5335060 E+00 0.5331102 E+00 0.5324450 E+00 0.5313664 E+00 0.5296491 E+00	0.5343480 E+00 0.5339495 E+00 0.5332818 E+00 0.5322007 E+00 0.5304807 E+00	0.5232229 E+00 0.5228107 E+00 0.5221282 E+00 0.5210297 E+00 0.5192880 E+00
3 2 1	0.1106304 E-01 0.1040769 E-01 0.9595476 E-02 0.8589038 E-02 0.7343057 E-02	0.9595515 E-02 0.9024266 E-02 0.8316235 E-02 0.7439049 E-02 0.6353738 E-02	0.9480029 E-02 0.8915619 E-02 0.8216089 E-02 0.7349459 E-02 0.6277233 E-02	0.8972609 E-02 0.8436365 E-02 0.7771629 E-02 0.6948128 E-02 0.5929665 E-02	3 2 1	0.5389153 E+00 0.5347685 E+00 0.5283088 E+00 0.5183085 E+00 0.5029196 E+00	0.5269453 E+00 0.5227219 E+00 0.5161668 E+00 0.5060522 E+00 0.4905391 E+00	0.5277736 E+00 0.5235460 E+00 0.5169856 E+00 0.5068637 E+00 0.4913399 E+00	0.5165537 E+00 0.5122918 E+00 0.5056897 E+00 0.4955212 E+00 0.4799574 E+00
3 2 5	0.7343057 E-02	0.6353738 E-02	0.6277233 E-02	0.5929665 E-02	3 2 5	0.5029196 E+00	0.4905391 E+00	0.4913399 E+00	0.4799574 E+00
段番号	窒素のモル分率				段番号	各段の流量 (mol/min)			
	P	F	E	W		P	F	E	W
3 0 1	0.2715500 E-01 0.6180817 E-01 0.1161490 E+00 0.1759895 E+00 0.2257651 E+00	0.4706915 E-01 0.9463068 E-01 0.1535529 E+00 0.2071707 E+00 0.2484192 E+00	0.4879026 E-01 0.9751546 E-01 0.1569958 E+00 0.2098842 E+00 0.2501158 E+00	0.6183578 E-01 0.1162142 E+00 0.1760853 E+00 0.2258751 E+00 0.2633337 E+00	3 0 1	0.2386918 E+03 0.2386918 E+03 0.2592839 E+03 0.2953174 E+03 0.3432076 E+03	0.1192699 E+04 0.1275067 E+04 0.1439793 E+04 0.1667388 E+04 0.1897870 E+04	0.7155054 E+03 0.7772816 E+03 0.8853822 E+03 0.1029053 E+04 0.1165997 E+04	0.2385018 E+03 0.2590939 E+03 0.2951274 E+03 0.3430176 E+03 0.3886656 E+03
3 0 6	0.2632183 E+00 0.2929296 E+00 0.3189673 E+00 0.3435608 E+00 0.3677325 E+00	0.2802752 E+00 0.3072332 E+00 0.3321137 E+00 0.3562931 E+00 0.3803639 E+00	0.2812815 E+00 0.3078650 E+00 0.3325557 E+00 0.3566388 E+00 0.3806581 E+00	0.2930499 E+00 0.3190942 E+00 0.3436959 E+00 0.3678766 E+00 0.3920522 E+00	3 0 6	0.3888556 E+03 0.4201566 E+03 0.4370566 E+03 0.4453043 E+03 0.4494421 E+03	0.2068722 E+04 0.2167623 E+04 0.2217514 E+04 0.2242313 E+04 0.2255890 E+04	0.1259900 E+04 0.1310600 E+04 0.1335343 E+04 0.1347756 E+04 0.1354836 E+04	0.4199666 E+03 0.4368666 E+03 0.4451143 E+03 0.4492521 E+03 0.4516119 E+03
3 1 1	0.3918988 E+00 0.4161954 E+00 0.4406309 E+00 0.4409289 E+00 0.4412726 E+00	0.4045446 E+00 0.4288820 E+00 0.4533444 E+00 0.4545046 E+00 0.4548100 E+00	0.4048087 E+00 0.4291269 E+00 0.4535759 E+00 0.4538078 E+00 0.4541102 E+00	0.4163585 E+00 0.4408037 E+00 0.4653379 E+00 0.4655538 E+00 0.4658465 E+00	3 1 1	0.4518019 E+03 0.4534055 E+03 0.4546748 E+03 0.3007799 E+03 0.3009879 E+03	0.2264664 E+04 0.2271345 E+04 0.2277034 E+04 0.2123972 E+04 0.2124692 E+04	0.1359647 E+04 0.1363454 E+04 0.1366770 E+04 0.1367394 E+04 0.1367778 E+04	0.4532155 E+03 0.4544848 E+03 0.4555899 E+03 0.4557979 E+03 0.4559260 E+03
3 1 6	0.4417262 E+00 0.4423692 E+00 0.4433120 E+00 0.4447164 E+00 0.4468253 E+00	0.4552383 E+00 0.4558628 E+00 0.4567907 E+00 0.4581823 E+00 0.4602796 E+00	0.4545362 E+00 0.4551589 E+00 0.4560851 E+00 0.4574747 E+00 0.4595699 E+00	0.4662667 E+00 0.4668858 E+00 0.4678101 E+00 0.4691994 E+00 0.4712959 E+00	3 1 6	0.3011160 E+03 0.3012030 E+03 0.3012722 E+03 0.3013395 E+03 0.3014177 E+03	0.2125158 E+04 0.2125532 E+04 0.2125870 E+04 0.2126250 E+04 0.2126735 E+04	0.1368039 E+04 0.1368247 E+04 0.1368449 E+04 0.1368683 E+04 0.1368988 E+04	0.4560130 E+03 0.4560822 E+03 0.4561495 E+03 0.4562277 E+03 0.4563294 E+03
3 2 1	0.4500057 E+00 0.4548135 E+00 0.4620892 E+00 0.4730986 E+00 0.4897349 E+00	0.4634495 E+00 0.4682476 E+00 0.4755130 E+00 0.4865063 E+00 0.5031058 E+00	0.4627372 E+00 0.4675324 E+00 0.4747946 E+00 0.4857846 E+00 0.5023816 E+00	0.4744666 E+00 0.4792672 E+00 0.4865358 E+00 0.4975288 E+00 0.5141120 E+00	3 2 1	0.3015194 E+03 0.3016606 E+03 0.3018625 E+03 0.3020552 E+03 0.3025812 E+03	0.2127402 E+04 0.2128351 E+04 0.2129723 E+04 0.2131721 E+04 0.2134623 E+04	0.1369412 E+04 0.1370018 E+04 0.1370896 E+04 0.1372174 E+04 0.1374031 E+04	0.4564706 E+03 0.4566725 E+03 0.4569652 E+03 0.4573915 E+03 0.4580103 E+03
3 2 5	0.4897349 E+00	0.5031058 E+00	0.5023816 E+00	0.5141120 E+00	3 2 5	0.3025812 E+03	0.2134623 E+04	0.1374031 E+04	0.4580103 E+03

記号：(P：未拡散流 F：供給流 E：第2拡散流 W：第1拡散流)

付録 VI. 遮蔽計算

(1) 希ガス貯蔵庫

本設備は、プラントから回収される3年分の希ガスを貯蔵できる能力を持つものであり、放射能は最大 $5.09 \times 10^7 \text{ Ci}$ にも及ぶので十分な遮蔽設計を行なう必要がある。

しかし、希ガス貯蔵庫内の構造および希ガスポンベの配置などは現時点では確定できないので、ここでは余裕のある設計を考えることにした。

計算モデル(図VI-1参照)

貯蔵庫壁の内側とこれに最も接近している最外周の貯蔵容器(ポンベ6本を収納したケージ)との距離を50 cm, 3年分の貯蔵ポンベ3550本(実際の本数*の約1割増し)を収納したケージを1つの貯蔵容器(968 cm \times 1563 cm \times 390 cm^Hの直方体)と仮定する。

モデル容器における放射能, 光子数は,

$$\text{放射能} : (1.59 \times 10^4 \text{ Ci/本}) (3550) = 5.33 \times 10^7 \text{ Ci}$$

$$\text{光子数} : (5.33 \times 10^7) (1.517 \times 10^8) = 8.09 \times 10^{15} \text{ photon/sec}$$

計算点は、図VI-1(a)のE-1, 2およびF-1, 2を選ぶ。

メッシュのとり方は次のように定める。

(i) 計算点Eについては、線源として考える領域をX方向に500 cm(図VI-1(c))までとする。このとき、内壁から50 cm および550 cm における線源表面による線量率への寄与の割合は $(50/550)^2 = 1/121$ となり最外表面線源の影響はほぼ無視できる。

各方向におけるメッシュは、

X方向: 0~550 cmまでを20個の等間隔メッシュ

Z方向: 0~390/2 cm までを10個の "

Y方向: 0~968/2 cm までを20個の "

このときの線源強度は、 $(8.09 \times 10^{15}) (390 \times 968 \times 500) / (390 \times 968 \times 1563)$
 $= 2.59 \times 10^{15} \text{ photon/sec}$ となる。設計基準線量は、10 mrem/hr とする。

(ii) 計算点Fについては、以下のように定めた(図VI-1(d)参照)。

各方向のメッシュは、

X方向: 0~500 cmまでを20個の等間隔メッシュ

Z方向: 0~390/2 cm までを10個の "

Y方向: 0~1000/2 cm までを20個の "

線源強度は、 $(8.09 \times 10^{15}) (1000/1563) = 2.67 \times 10^{15} \text{ photon/sec}$ 。設計基準線量は、0.2 mrem/hr, 10 mrem/hr とする。

以上の計算結果を図VI-2に示した。

*1 ポンベ1本当りの貯蔵量を $1.59 \times 10^4 \text{ Ci}$ とすると約3200本

(2) 第1カスケード系

カスケードの各段においては、圧縮機ユニット、拡散筒および配管類が立体的に配置されておりかつそれぞれの形状はかなり複雑である。また、カスケード内の ^{85}Kr インベントリーは段方向に著しく分布している。

こゝでは、計算上の線源形状として図VI-3のような直方体モデルを仮定し、さらに、クリプトンインベントリーを代表する段として、第1、第7および第20段を計算の対象に選ぶ。

各段における線源強度は、

$$\text{第1段: } (26200\text{Ci})(1.517 \times 10^8) = 3.97 \times 10^{12} \text{ photon/sec}$$

$$\text{第7段: } (1640\text{Ci})(1.517 \times 10^8) = 2.49 \times 10^{11} \quad "$$

$$\text{第20段: } (3.28\text{Ci})(1.517 \times 10^8) = 4.97 \times 10^8 \quad "$$

計算点は図のI-1、I-2およびJ-1、J-2点を選定し、線源を各方向について次のような面線源とする。

I方向: 300 cm × 670 cm

J方向: 645 cm × 670 cm

メッシュのとり方は、

I方向: 0 ~ 300 cmまでを15個の等間隔メッシュ

J方向: 0 ~ 645 cmまでを32個の "

高さ方向: 0 ~ 670 cmまでを34個の "

設計基準線量率は、

I領域: 0.2 mrem/hr

J領域: 第1段 0.2, 1.0 mrem/hr

第7段 0.2 mrem/hr

第20段 0.6 mrem/hr

以上の計算結果を図VI-4, 5に示した。

(3) 廃ガス供給槽

計算モデルとして図VI-6の破線で表わした直円筒型の槽を考える。

モデル槽内の放射能、光子数は、

$$\text{放射能: } (18\text{m}^3)(2392\text{Ci/hr}) / (215.4\text{Nm}^3/\text{hr}) \cong 200\text{Ci}$$

$$\text{光子数: } (200)(1.517 \times 10^8) = 3.014 \times 10^{10} \text{ photon/sec}$$

計算点は図VI-6のG, Hとする。

メッシュのとり方は次のように定めた。

Z方向: 0 ~ 550 cmまでを10 cm間隔のメッシュ

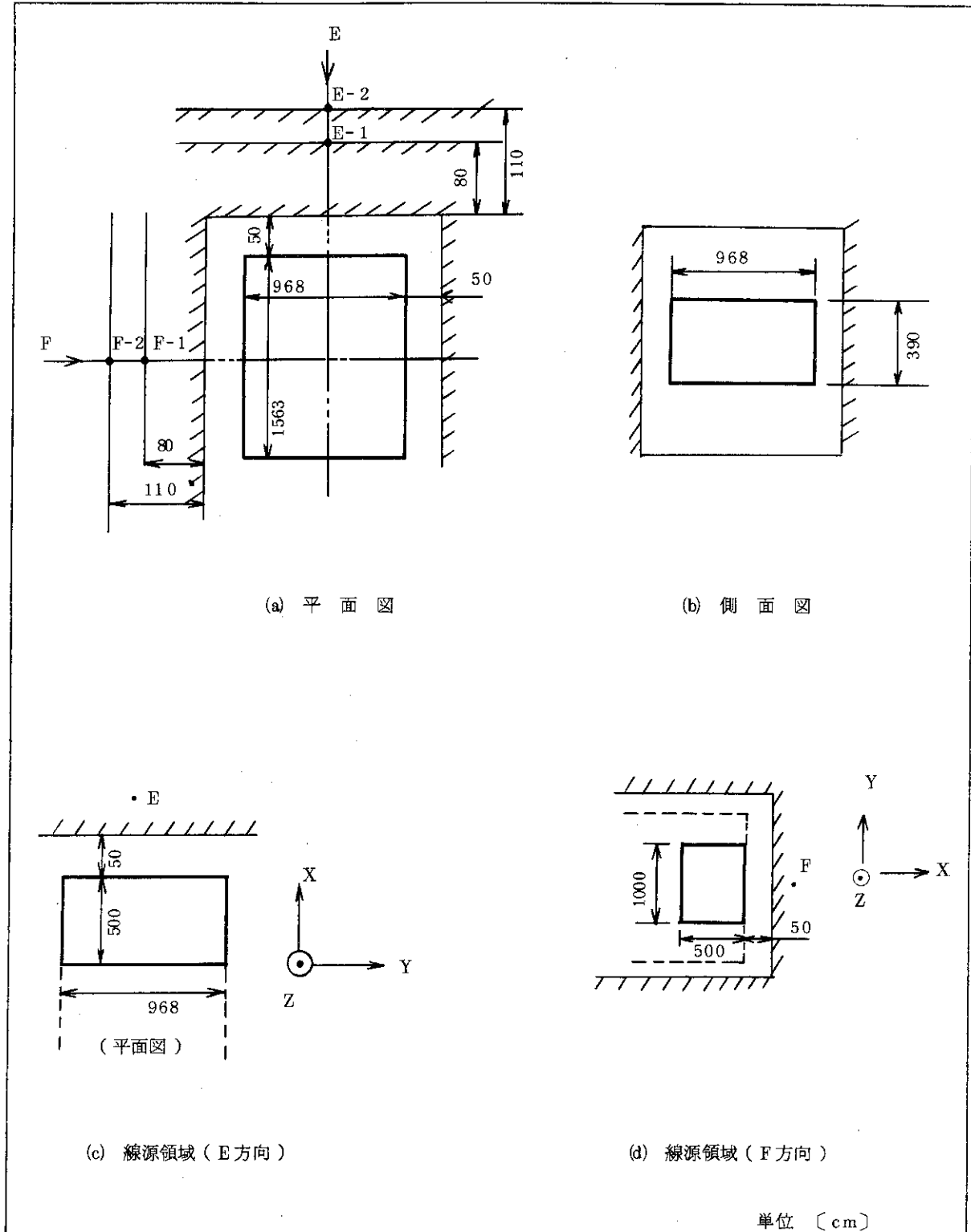
R方向: 0 ~ 110 cmまでを10 cm "

ϕ 方向: 0 ~ 2π までを10個の等間隔メッシュ

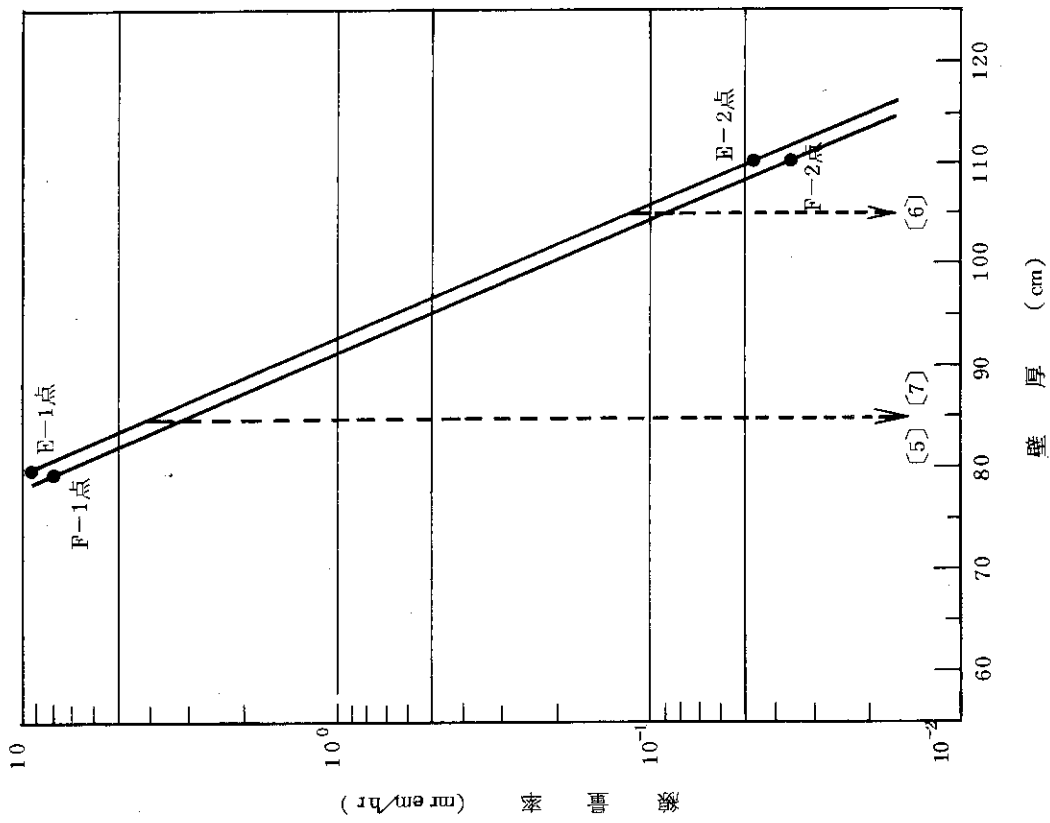
設計基準線量率は、G領域については、0.2, 0.6 mrem/hr, H領域については、0.2,

10 mrem/hr とした。

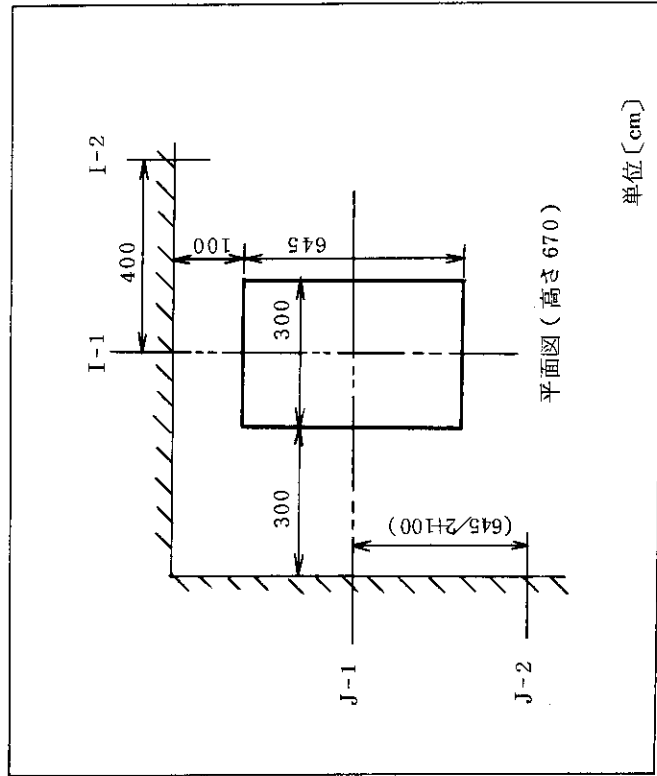
引上の計算結果を図 VI - 7 に示した。



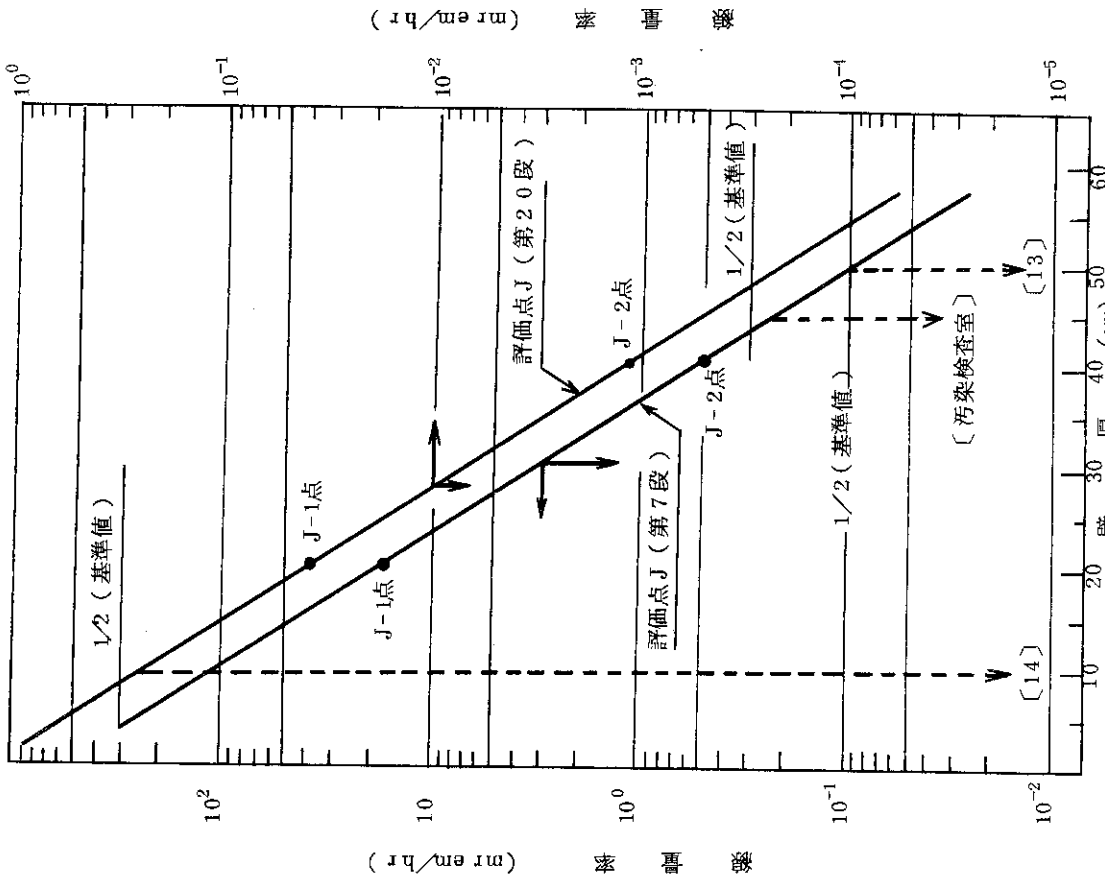
図VI-1. 希ガス貯蔵庫の遮蔽計算モデル



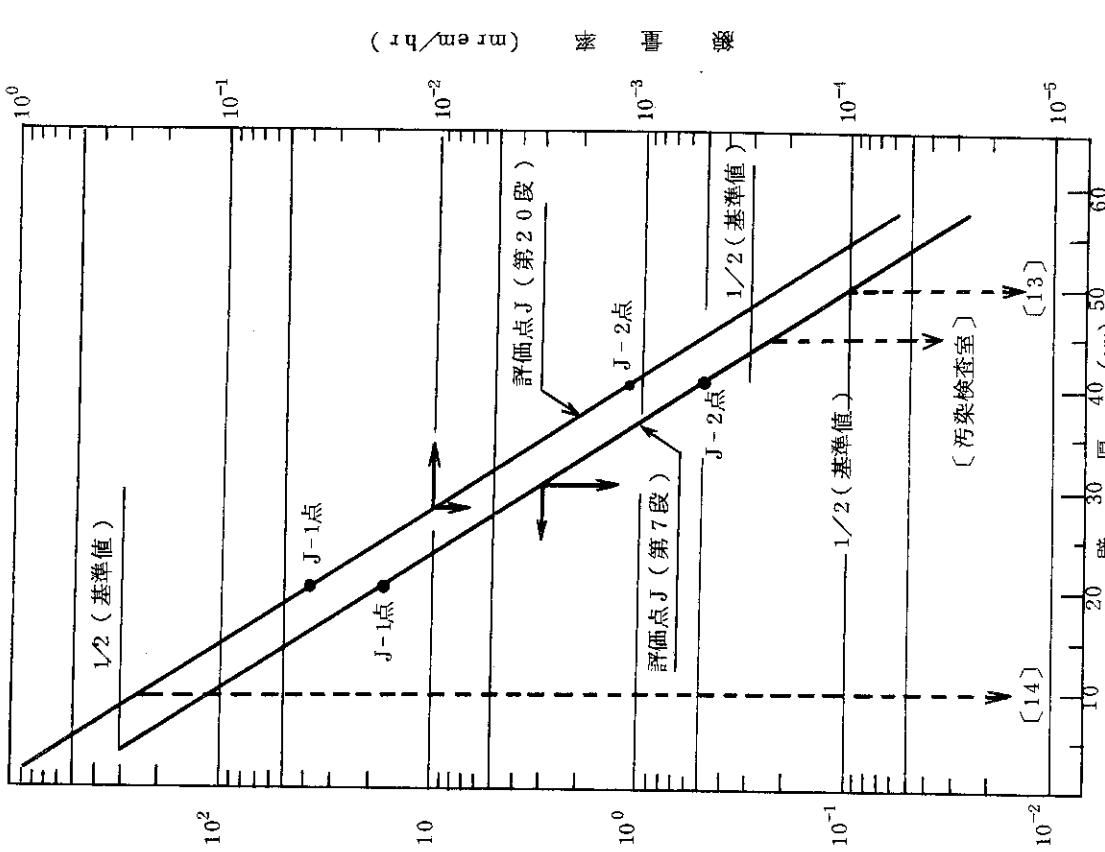
図VI-2 希ガス貯蔵庫の遮蔽壁の厚みと線量率の関係
〔(5),(7),(6);評価点(図8.2参照)〕



図VI-3 圧縮機ユニットおよび拡散筒の遮蔽計算モデル



図W-4. カスケード第1段まわりの遮蔽壁の厚みと線量率の関係
〔〔11〕,〔12〕;評価点(図8.2参照)〕



図W-5. カスケード第7段, 第20段まわりの遮蔽壁の厚みと線量率の関係
〔〔13〕,〔14〕,〔汚染検査室〕;評価点(図8-3参照)〕

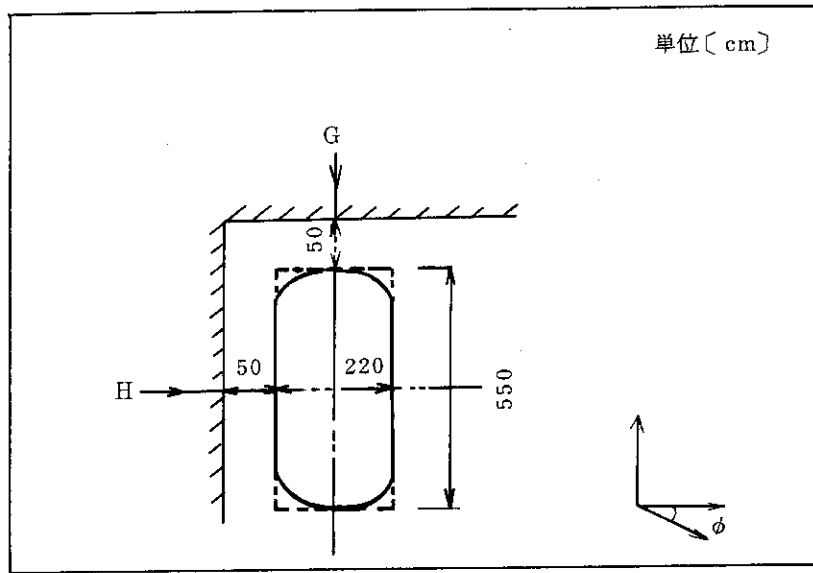


図 VI - 6. 廃ガス供給槽の遮蔽計算モデル

〔実線：実際の供給槽〕
〔破線：モデル槽〕

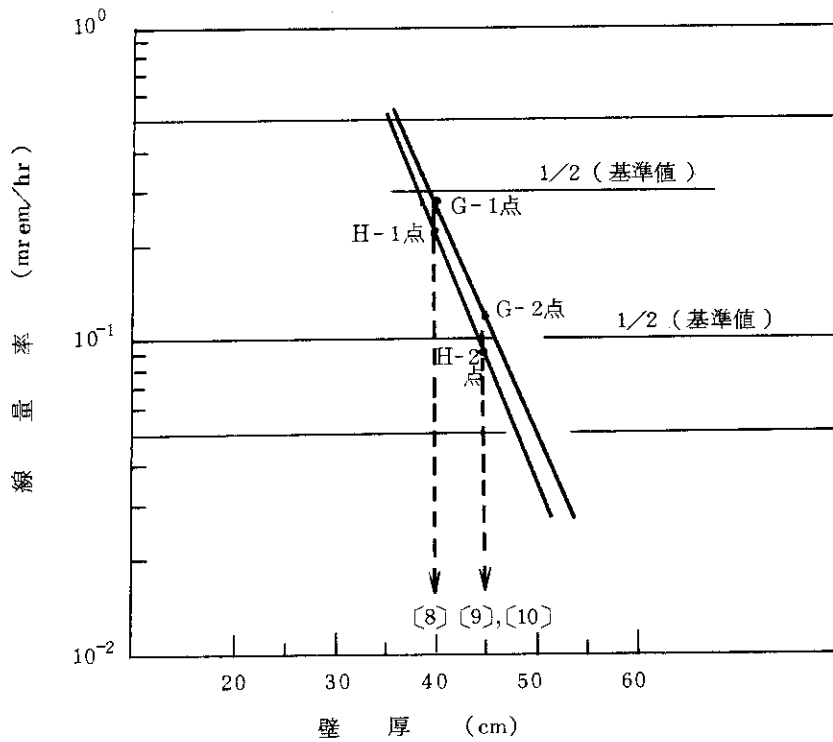


図 VI - 7. 廃ガス供給槽まわりの遮蔽壁の厚みと線量率の関係

〔〔8〕,〔9〕,〔10〕：評価点(図8-3参照)〕